



TUGAS AKHIR - TK 145501

# **PABRIK BIOETANOL DARI MOLASE MELALUI FERMENTASI DENGAN PEMURNIAN DISTILASI DAN ADSORPSI**

NUR HIDAYATI  
NRP. 2314 030 067

GRAZEILA DINDA DWI PUSPITA  
NRP. 2314 030 069

Dosen Pembimbing  
Prof. Dr. Ir. Soeprijanto, M.Sc.

PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA  
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI  
Fakultas Vokasi  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya  
2017



**TUGAS AKHIR - TK 145501**

# **PABRIK BIOETANOL DARI MOLASE MELALUI FERMENTASI DENGAN PEMURNIAN DISTILASI DAN ADSORPSI**

**NUR HIDAYATI**  
**NRP. 2314 030 067**

**GRAZEILA DINDA DWI PUSPITA**  
**NRP. 2314 030 069**

**Dosen Pembimbing**  
**Prof. Dr. Ir. Soeprijanto, M.Sc.**

**PROGRAM STUDI D III TEKNIK KIMIA**  
**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI**  
**Fakultas Vokasi**  
**Institut Teknologi Sepuluh Nopember**  
**Surabaya**  
**2017**



**FINAL PROJECT - TK 145501**

# **BIOETHANOL PLANT FROM MOLASSES BY FERMENTATION WITH PURIFICATION OF DISTILLATION AND ADSORPTION**

**NUR HIDAYATI**  
**NRP. 2314 030 067**

**GRAZEILA DINDA DWI PUSPITA**  
**NRP. 2314 030 069**

**Supervisor**  
**Prof. Dr. Ir. Soeprijanto, M.Sc.**

**STUDY PROGRAM OF DIII CHEMICAL ENGINEERING**  
**DEPARTMENT OF INDUSTRIAL CHEMICAL ENGINEERING**  
**Faculty of Vocation**  
**Institute Technology of Sepuluh Nopember**  
**Surabaya**  
**2017**

## LEMBAR PENGESAHAN

### LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL : PABRIK BIOETANOL DARI MOLASE MELALUI FERMENTASI DENGAN PEMURNIAN DISTILASI DAN ADSORPSI

#### TUGAS AKHIR

Diajukan Guna Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Ahli Madya  
pada  
Departemen Teknik Kimia Industri  
Fakultas Vokasi  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh

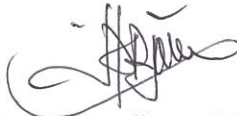
Nur Hidayati  
Grazeila Dinda Dwi Puspita

(NRP 2314 030 067)

(NRP 2314 030 069)

Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

Dosen Pembimbing



Prof. Dr. Ir. Soeprijanto, M.Sc.  
NIP. 19580708 198701 1 001

Mengetahui,

Kepala Departemen Teknik Kimia Industri  
FV-ITS



Ir. Agung Subyakto, M.S.  
NIP. 19580312 198601 1 001

SURABAYA, 28 JULI 2017



## LEMBAR REVISI

Telah diperiksa dan disetujui sesuai dengan hasil ujian tugas akhir pada tanggal 28 Juli 2017 untuk tugas akhir dengan judul  
**“PABRIK BIOETANOL DARI MOLASE MELALUI FERMENTASI DENGAN PEMURNIAN DISTILASI DAN ADSORPSI”**, yang disusun oleh :

Nur Hidayati  
Grazeila Dinda Dwi Puspita

(NRP 2314 030 067)  
(NRP 2314 030 069)

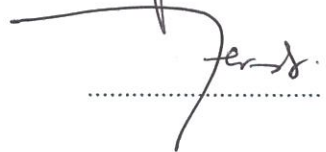
Disetujui oleh Tim Penguji Ujian Tugas Akhir :

1. Dr. Niniek Fajar Puspita, M.Eng



.....

2. Ach. Ferdiansyah PP., S.T., MT.



.....

Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

1. Prof. Dr. Ir. Soeprijanto, M.Sc.



.....

SURABAYA, 28 JULI 2017

## KATA PENGANTAR

Puji syukur kepada Tuhan Yang Maha Esa atas berkat dan rahmat-Nya, sehingga kami dapat menyelesaikan laporan tugas akhir kami dengan judul : **“Pabrik Bioetanol Dari Molase Melalui Fermentasi Dengan Pemurnian Distilasi Dan Adsorpsi”**

Laporan tugas akhir ini merupakan tahap akhir dari penyusunan tugas akhir yang merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar Ahli Madya (A.md) di Departemen Teknik Kimia Industri Fakultas Vokasi-ITS. Pada kesempatan kali ini atas segala bantuannya dalam pengerjaan laporan tugas akhir ini, kami mengucapkan terimakasih kepada :

1. Kedua orang tua dan orang terdekat yang selalu mendukung dan memberikan baik moril maupun materil yang tak ternilai harganya.
2. Bapak Ir. Agung Subyakto, MS., selaku Ketua Departemen Teknik Kimia Industri Fakultas Vokasi-ITS.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Soeprijanto, M.Sc. selaku dosen pembimbing yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan selama penyusunan tugas akhir ini.
4. Bapak Achmad Ferdiansyah PP. ST dan Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng selaku dosen penguji tugas akhir.
5. Seluruh dosen dan karyawan Departemen Teknik Kimia Industri Fakultas Vokasi-ITS.
6. Rekan-rekan seperjuangan angkatan 2014 atas kerjasamanya selama menuntut ilmu di Departemen Teknik Kimia Industri Fakultas Vokasi-ITS.

Penyusun berharap semoga tugas akhir ini dapat memberikan manfaat bagi pembaca dan kami menyadari bahwa tugas kahir ini masih jauh dari sempurna, oleh karena itu kritik dan saran yang membangun sangat kami harapkan.

Surabaya, Juli 2017  
Penulis

# **PABRIK BIOETANOL DARI MOLASE MELALUI FERMENTASI DENGAN PEMURNIAN DISTILASI DAN ADSORPSI**

Nama Mahasiswa : Nur Hidayati (2314 030 067)  
: Grazeila Dinda Dwi Puspita (2313 030 069)  
Program Studi : Departemen Teknik Kimia Industri FV-ITS  
Dosen Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Soeprijanto, M.Sc.

## **Abstrak**

*Bioetanol adalah etanol yang dihasilkan dari fermentasi glukosa (gula) yang dilanjutkan dengan proses distilasi. Proses produksi dilakukan menggunakan proses fermentasi dengan pemurnian distilasi dan adsorpsi. Pabrik bioetanol dengan kapasitas 24.000 ton bioetanol/tahun akan didirikan di Kawasan Industri Kediri, Jawa Timur pada tahun 2021 dengan pertimbangan kemudahan akses bahan baku dan distribusi produk. Bahan baku yang digunakan adalah molase.*

*Proses produksi bioetanol dibagi menjadi tiga tahap. Tahap propagasi yaitu proses aerob bertujuan untuk perkembangbiakan yeast yaitu dilakukan pada temperatur 60 °C. Tahap fermentasi yang berlangsung pada temperature 32 °C terjadi proses anaerob dilanjutkan dengan anaerob dengan tujuan agar yeast dapat mengkonversi gula menjadi etanol. Tahap pemurnian yang bertujuan untuk mendapatkan produk bioethanol dengan grade fuel grade terdiri dari proses evaporasi, distilasi, dan adsorpsi. Proses evaporasi menggunakan backward feed-quadruple effect evaporator dengan arah aliran co-current. Proses distilasi menghasilkan kadar etanol sebesar 90%. Sedangkan proses dehidrasi bertujuan untuk mendapatkan kadar etanol 99,5%.*

*Pabrik ini direncanakan beroperasi secara kontinyu selama 300 hari/tahun dengan basis 1 hari. Bahan baku molase yang dibutuhkan sebanyak 168.541,631 kg molase/hari dengan bahan baku pendukung berupa Process Water, Ammonium Sulfate, dan yeast Saccharomyces Cerevisiae. Kebutuhan utilitas meliputi air sanitasi, air make up pendingin, dan air make up boiler.*

**Kata kunci :** Bioetanol, molase, fermentasi, dehidrasi

# **BIOETHANOL PLANT FROM MOLASSES BY FERMENTATION WITH PURIFICATION OF DISTILLATION AND ADSORPTION**

Name : Nur Hidayati (2314 030 067)  
: Grazeila Dinda Dwi Puspita (2314 030 069)  
Department : Industrial Chemical Engineering Departement FV-ITS  
Supervisor : Prof. Dr. Ir. Soeprijanto, M.Sc

## **Abstract**

*Bioethanol is the ethanol produced from the fermentation of glucose (sugar) followed by the distillation process. The production process is carried out using a fermentation process with purification of distillation and adsorption. The bioethanol plant with a capacity of 24,000 tons of bioethanol / year will be established in Industrial region at Kediri, East Java in 2021 with consideration of ease of raw material access and product distribution. The raw materials used are molasses.*

*The bioethanol production process is divided into three stages. Propagation stage is aerobic process aimed for yeast breeding that is done at temperature 60 ° C. Fermentation stage that takes place at 32 ° C occurs anaerobic process followed by anaerobic with the aim that yeast can convert sugar to ethanol. Purification stage aimed to get bioethanol product with grade fuel grade consist of evaporation, distillation, and adsorption process. The evaporation process uses a backward feed-quadruple effect evaporator with co-current flow direction. The distillation process yields ethanol content of 90%. While the dehydration process aims to get ethanol 99.5%.*

*The plant is planned to operate continuously for 300 days / year on a 1 day basis. The required raw material of molasses is 168.541,631 kg of molasses / day with supporting materials such as Process Water, Ammonium Sulfate and yeast *Saccharomyces Cerevisiae*. Utility needs include sanitary water, cooling makeup water, and boiler make up water.*

**Keyword :** Bioethanol, molasses, fermentation, dehydration

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL</b>	
<b>LEMBAR PENGESAHAN</b>	
<b>LEMBAR REVISI</b>	
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	i
<b>ABSTRAK</b> .....	ii
<b>ABSTRACT</b> .....	iii
<b>DAFTAR ISI</b> .....	iv
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	vi
<b>DAFTAR GRAFIK</b> .....	vii
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	viii
<b>BAB I PENDAHULUAN</b>	
I.1 Latar Belakang .....	I-1
I.1.1 Sejarah Bioetanol .....	I-2
I.1.2 Alasan Pendirian Pabrik .....	I-3
I.1.3 Ketersediaan Bahan Baku .....	I-5
I.1.4 Kebutuhan dan Aspek Pasar .....	I-6
I.1.5 Kapasitas Produksi dan Lokasi Pabrik .....	I-8
I.2 Dasar Teori .....	I-11
I.2.1 Bioetanol .....	I-11
I.2.2 Produksi Produksi Bioetanol .....	I-12
I.3 Kegunaan Bioetanol.....	I-16
I.4 Sifat Fisika dan Kimia .....	I-17
I.4.1 Bahan Baku Utama.....	I-17
I.4.2 Bahan Baku Pendukung .....	I-17
I.4.3 Produk .....	I-18
<b>BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES</b>	
II.1 Macam Proses.....	II-1
II.2 Seleksi Proses .....	II-10
II.3 Uraian Proses Terpilih .....	II-11
II.4 Blok Diagram Proses .....	II-14
<b>BAB III NERACA MASSA</b> .....	III-1
<b>BAB IV NERACA MASSA</b> .....	IV-1
<b>BAB V SPESIFIKASI ALAT</b> .....	V-1

## **BAB VI UTILITAS**

VI.1 Unit Penyediaan Air, <i>Steam</i> , dan Listrik.....	VI-1
VI.2 Unit Pengolahan Air pada Pabrik Bioetanol .....	VI-7
VI.3 Perhitungan Kebutuhan Air .....	VI-11

## **BAB VII KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA**

VII.1 Tujuan K3 .....	VII-1
VII.2 Penggunaan Alat Pelindung Diri (APD).....	VII-1

## **BAB VIII INSTRUMENTASI**

VIII.1 Instrumentasi Secara Umum dalam Industri .....	VIII-1
VIII.2 Instrumentasi dalam Pabrik Bioetanol.....	VIII-3

## **BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA....**

## **BAB X KESIMPULAN.....**

## **DAFTAR NOTASI.....**

## **DAFTAR PUSTAKA .....**

## **LAMPIRAN :**

APPENDIX A NERACA MASSA .....	A-1
APPENDIX B NERACA PANAS.....	B-1
APPENDIX C SPESIFIKASI ALAT .....	C-1
Flowsheet Proses Pabrik Bioetanol	
Flowsheet Utilitas Pabrik Bioetanol	

## DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1 Lokasi Pabrik Bioetanol di Kediri.....	I-11
Gambar I.2 Struktur Molekul Bioetanol.....	I-12
Gambar I.3 Flowchart Pembuatan Etanol dengan Proses Fermentasi dari Molasses .....	I-13
Gambar I.4 Flowchart Pembuatan Etanol dengan Proses Fermentasi dari Pati.....	I-13
Gambar I.5 Flowchart Pembuatan Etanol dengan Proses Fermentasi dari Cairan Limbah Sulfit ...	I-14
Gambar I.6 Flowchart Pembuatan Etanol dengan Proses Esterifikasi dan Hidrolisis Ethylene .....	I-14
Gambar I.7 Flowchart Pembuatan Etanol dengan Proses Hidrasi Katalis dari Ethylene .....	I-15
Gambar II.1 Pembuatan Etanol dengan Proses Fermentasi dari Molasses .....	II-2
Gambar II.2 Pembuatan Etanol dengan Proses Fermentasi dari Pati.....	II-4
Gambar II.3 Pembuatan Etanol dengan Proses Fermentasi dari Selulosa.....	II-6
Gambar II.4 Pembuatan Etanol dengan Proses Esterifikasi dari Hidrolisis Ethylene .....	II-8
Gambar II.5 Pembuatan Etanol dengan Proses Hidrasi Katalis dari Ethylene .....	II-9
Gambar II.6 Blok Diagram Proses Bioetanol.....	II-14

## **DAFTAR GRAFIK**

Grafik I.1 Kurva Grafik Impor Bioetanol.....	I-9
--	-----



## DAFTAR TABEL

<b>Tabel I.1</b>	Proyeksi Penggunaan Bioetanol.....	I-4
<b>Tabel I.2</b>	Data Industri Produsen Molase .....	I-5
<b>Tabel I.3</b>	Data Industri Produsen Bahan Pendukung.....	I-5
<b>Tabel I.4</b>	Data Produksi dan Konsumsi Bioetanol di Indonesia (Ton/Tahun).....	I-6
<b>Tabel I.5</b>	Data Impor dan Ekspor Bioetanol di Indonesia (Ton/Tahun).....	I-7
<b>Tabel I.6</b>	Data Industri Produsen Bioetanol .....	I-8
<b>Tabel II.1</b>	Perbedaan Proses Fermentasi dan Sintesis Ethylene.....	II-10
<b>Tabel III.1</b>	Komposisi Molase.....	III-1
<b>Tabel III.2</b>	Neraca massa <i>mixer</i> .....	III-2
<b>Tabel III.3</b>	Neraca massa tangki propagasi .....	III-3
<b>Tabel III.4</b>	Neraca massa tangki fermentor .....	III-4
<b>Tabel III.5</b>	Neraca massa evaporator.....	III-6
<b>Tabel III.6</b>	Neraca massa tangki penampung <i>ethanol</i> air .....	III-9
<b>Tabel III.7</b>	Neraca massa distilasi .....	III-10
<b>Tabel III.8</b>	Neraca massa dehidrasi adsorpsi.....	III-11
<b>Tabel IV.1</b>	Neraca panas tangki propagasi.....	IV-2
<b>Tabel IV.2</b>	Neraca panas tangki fermentor.....	IV-3
<b>Tabel IV.3</b>	Neraca panas <i>heat exchanger</i> E-316 .....	IV-3
<b>Tabel IV.4</b>	Neraca panas evaporator I.....	IV-4
<b>Tabel IV.5</b>	Neraca panas evaporator II.....	IV-5
<b>Tabel IV.6</b>	Neraca panas evaporator III .....	IV-6
<b>Tabel IV.7</b>	Neraca panas evaporator IV .....	IV-7
<b>Tabel IV.8</b>	Neraca panas <i>condensor</i> .....	IV-9
<b>Tabel IV.9</b>	Neraca panas <i>heat exchanger</i> E-321 .....	IV-10
<b>Tabel IV.10</b>	Neraca panas <i>distilasi</i> .....	IV-10
<b>Tabel IV.11</b>	Neraca panas <i>heat exchanger</i> E-331 .....	IV-11
<b>Tabel IV.12</b>	Neraca panas dehidrasi adsorpsi .....	IV-12
<b>Tabel IV.13</b>	Neraca panas <i>cooler</i> .....	IV-13
<b>Tabel VI.1</b>	Rekomendasi Batas Air Boiler.....	VI-4

<b>Tabel VI.2</b>	Rekomendasi Batas Air Umpan .....	VI-5
<b>Tabel IV.3</b>	Kebutuhan Air Pendingin pada Beberapa Alat.....	VI-11
<b>Tabel VII.1</b>	Penggunaan APD di Pabrik Bioetanol .....	VII-6

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **I.1 Latar Belakang**

Indonesia merupakan negara berkembang yang salah satu cirinya adalah melaksanakan pembangunan di berbagai sektor, khususnya di bidang industri. Perkembangan sektor industri dunia salah satunya sangat bergantung kepada pasokan minyak bumi, termasuk di Indonesia. Kebutuhan akan minyak bumi di Indonesia semakin besar, hal ini dikarenakan penggunaan kendaraan bermotor yang semakin meningkat setiap tahunnya. Penggunaan kendaraan yang semakin meningkat menyebabkan menurunnya secara alamiah cadangan minyak bumi sebagai BBM akibat dari penurunan produksi minyak nasional. Untuk meminimalisir hal tersebut, Bioetanol hadir sebagai bahan bakar alternatif. Pemenuhan kebutuhan Bioetanol dalam negeri, pemerintah masih melakukan impor kebutuhan Bioetanol.

Seiring dengan penggunaan Bioetanol yang terus meningkat di dunia maka pertumbuhan pabrik Bioetanol pun meningkat. Menurut Badan Pusat Statistik (2016), pada tahun 2009 hingga tahun 2014 cenderung mengalami peningkatan ekspor produk Bioetanol, namun pada tahun 2012 mengalami penurunan kebutuhan Bioetanol dan mengalami kenaikan kebutuhan Bioetanol di tahun 2014 hingga sekarang. Sedangkan pada tahun 2009 hingga 2015 impor produk Bioetanol mengalami peningkatan. Akan tetapi pada tahun 2009 mengalami penurunan kebutuhan Bioetanol, dan mengalami kenaikan pada tahun 2011 hingga sekarang. Dari data tersebut dapat disimpulkan bahwa kebutuhan Bioetanol di dunia masih fluktuatif tetapi cenderung naik. Menurut Sri Komarayati (2010), Bioetanol ( $C_2H_5OH$ ) merupakan bahan bakar nabati yang penggunaannya dapat dijadikan sebagai bahan bakar substitusi BBM dengan digunakan sebagai bahan bakar pencampuran dengan bensin, selain itu dapat digunakan sebagai pengganti minyak tanah. Bioetanol mempunyai kelebihan ramah lingkungan, karena pembakaran dari Bioetanol



lebih sempurna dan gas buang yang dihasilkan dapat mengurangi emisi karbon monoksida dan asap lainnya dari kendaraan.

Mempertimbangkan kebutuhan Bioetanol di Indonesia yang terus meningkat setiap tahunnya, maka sangat memungkinkan untuk mendirikan pabrik Bioetanol di Indonesia. Pendirian pabrik ini bertujuan untuk mengurangi ketergantungan Indonesia terhadap bahan bakar minyak. Selain itu, berdirinya pabrik ini juga mendorong berdirinya pabrik baru untuk mengurangi nilai impor yang semakin meningkat setiap tahunnya, menjadikan sebagai bahan bakar substitusi BBM, membuka lapangan pekerjaan baru bagi penduduk sehingga menutunkan angka pengangguran, dan dapat meningkatkan kuantitas dan kualitas produksi bioetanol di Indonesia

### **I.1.1 Sejarah Bioetanol**

Bioetanol telah digunakan manusia sejak zaman prasejarah sebagai bahan pemabuk dalam minuman beralkohol. Residu yang ditemukan pada peninggalan keramik yang berumur 9000 tahun dari China bagian utara menunjukkan bahwa minuman beralkohol telah digunakan oleh manusia prasejarah dari masa Neolitik. Campuran dari Bioetanol yang mendekati kemurnian untuk pertama kali ditemukan oleh Kimiawan Muslim yang mengembangkan proses distilasi pada masa Kalifah Abbasid dengan peneliti yang terkenal waktu itu adalah Jabir ibn Hayyan (Geber), Al-Kindi (Alkindus) dan al-Razi (Rhazes). Catatan yang disusun oleh Jabir ibn Hayyan (721-815) menyebutkan bahwa uap dari *wine* yang mendidih mudah terbakar. Al-Kindi (801-873) dengan tegas menjelaskan tentang proses distilasi *wine*. Sedangkan Bioetanol absolut didapatkan pada tahun 1796 oleh Johann Tobias Lowitz, dengan menggunakan distilasi saringan arang (*Novitasari, 2015*).

Antoine Lavoisier menggambarkan bahwa Bioetanol adalah senyawa yang terbentuk dari karbon, hidrogen dan oksigen. Pada tahun 1808 Nicolas-Théodore de Saussure dapat menentukan rumus kimia etanol. Lima puluh tahun kemudian (1858), Archibald



Scott Couper menerbitkan rumus bangun etanol. Dengan demikian etanol adalah salah satu senyawa kimia yang pertama kali ditemukan rumus bangunnya. Etanol pertama kali dibuat secara sintesis pada tahun 1829 di Inggris oleh Henry Hennel dan S.G.Serullas di Perancis. Michael Faraday membuat etanol dengan menggunakan hidrasi katalis asam pada etilen pada tahun 1982 yang digunakan pada proses produksi etanol sintesis hingga saat ini (Novitasari, 2015).

Pada tahun 1840 etanol menjadi bahan bakar lampu di Amerika Serikat, pada tahun 1880-an Henry Ford membuat mobil *quadrycycle* dan sejak tahun 1908 mobil Ford model T telah dapat menggunakan Bioetanol sebagai bahan bakarnya. Namun pada tahun 1920 an bahan bakar dari petroleum yang harganya lebih murah telah menjadi dominan menyebabkan etanol kurang mendapatkan perhatian. Akhir-akhir ini, dengan meningkatnya harga minyak bumi, bioetanol kembali mendapatkan perhatian dan telah menjadi alternatif energi yang terus dikembangkan (Novitasari, 2015).

### **I.1.2 Alasan Pendirian Pabrik**

Seiring berkembangnya zaman, kebutuhan manusia akan energi terus meningkat. Manusia setiap hari membutuhkan energi untuk dapat melakukan aktivitas kehidupannya. Jenis energi yang digunakan oleh manusia saat ini banyak berasal dari minyak bumi. Berdasarkan data yang diperoleh dari Badan Pengkajian dan Penerapan Teknologi (2016), selama kurun waktu 2000-2014, total konsumsi BBM meningkat dari 315 juta SBM pada tahun 2000 menjadi 308 juta SBM pada tahun 2014 atau mengalami penurunan rata-rata 0,18% per tahun.

Menurut Kemenperin (2016), dengan tingkat produksi sekitar 1 juta barel per hari, diperkirakan akan habis dalam waktu sekitar 20 tahun. Melihat kondisi tersebut, pemerintah membuat rencana untuk mengurangi ketergantungan Indonesia pada bahan bakar minyak, dengan meluncurkan Peraturan Presiden Republik Indonesia Nomor 5 Tahun 2006 tentang Kebijakan Energi

---



Nasional untuk mengembangkan sumber energi alternatif sebagai pengganti bahan bakar minyak. Untuk itu pemerintah menargetkan pada 2025 pemakaian Bahan Bakar Nabati mencapai 5 persen dalam pembauran energi nasional (*energy mix*). Penggunaan bahan bakar nabati yang berfungsi sebagai bahan bakar alternative pengganti bahan bakar minyak, salah satu jenisnya ialah Bioetanol. Berdasarkan **Tabel I.1** merupakan data penggunaan Bioetanol di Indonesia.

**Tabel I.1** Proyeksi Penggunaan Bioetanol

Tahun	Jumlah Bioetanol (juta kL)
2005	0,81
2010	1,48
2015	1,95

(Sumber : Pusat Sosial Ekonomi dan Kebijakan Pertanian)

Berdasarkan data tersebut diketahui bahwa pemakaian Bioetanol sebagai bahan bakar alternatif meningkat dari tahun 2005 hingga 2015. Selain itu pemerintah Indonesia juga telah memberikan perhatian serius untuk pengembangan bahan bakar nabati (*biofuel*) dengan menerbitkan Instruksi Presiden No. 1 Tahun 2006 tertanggal 25 Januari 2006 tentang Penyediaan dan Pemanfaatan Bahan Bakar Nabati sebagai Bahan Bakar Lain. Berdasarkan pernyataan-pernyataan diatas, menunjang keberlanjutan pabrik Bioetanol akan didirikan di Indonesia.

### I.1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Semakin besarnya kebutuhan Bioetanol, maka kebutuhan akan bahan baku pun juga semakin meningkat. Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan Bioetanol antara lain Molasse. Untuk bahan baku Molase, dapat diperoleh dari beberapa Pabrik Gula PTPN X di Jawa Timur, Indonesia. Berikut adalah Pabrik Gula yang memproduksi molase di Indonesia :

**Tabel I.2** Data Industri Produsen Molase

<b>Nama Industri</b>	<b>Lokasi</b>	<b>Kapasitas (Ton/Tahun)</b>
PG. Meritjan	Jl. Merbabu I, Kediri	65.000
PG. Modjopanggoong	Jl. Raya Ngantru, Tulungagung	85.000
PG. Ngadirejo	Jl. Raya Ngadiluwih, Kediri	105.000
PG. Pesantren Baru	Jl. Mauni, Kediri	125.000

Untuk bahan pendukung pembuatan Bioetanol dapat diperoleh di Indonesia dan berikut adalah industri-industri produsen bahan pendukung pembuatan Bioetanol di Indonesia :

**Tabel I.3** Data Industri Produsen Bahan Pendukung

<b>Bahan Pendukung</b>	<b>Nama Industri</b>	<b>Lokasi</b>	<b>Kapasitas (Ton/Tahun)</b>
Saccaromyces Serevisiae	Sapporo Engineering Co., Ltd.	Jepang	105.000
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> .SO <sub>4</sub>	1. PT. Petrokimia Gresik	Gresik	750.000
	2. PT Petrochem Sinergy Indonesia	Tuban	246.000

Dengan jumlah ketersediaan bahan baku utama yang ditunjukkan pada **Tabel 1.2**, dapat disiplai dari Pabrik Gula di Jawa Timur yang lokasinya tidak jauh dengan lokasi pabrik. Sedangkan mempertimbangkan jumlah ketersediaan bahan baku penunjang *Saccharomyces Cerevisiae* yang ditunjukkan pada **Tabel 1.3**, maka untuk memenuhi kebutuhan bahan baku *Saccharomyces Cerevisiae* dapat dilakukan dengan mengimpor *Saccharomyces Cerevisiae* dari negara produsen *Saccharomyces Cerevisiae* diatas, yang selanjutnya yeast dapat dikembangkan. Dan untuk bahan



baku Amonium Sulfat dapat disuplai dari industri-industri di Indonesia seperti yang ditunjukkan pada **Tabel 1.3**. Dari data yang diperoleh diatas dapat dipastikan bahwa ketersediaan bahan baku utama maupun bahan pendukung dapat terpenuhi sehingga mampu menunjang keberlanjutan pabrik Bioetanol yang akan didirikan.

#### I.1.4 Kebutuhan dan Aspek Pasar

Bioetanol merupakan salah satu produk biofuel yang cukup penting dalam industri karena kegunaannya yang dicampur dengan bensin atau digunakan secara murni sebagai bahan bakar yang ramah lingkungan. Penggunaan bioethanol dapat berkontribusi untuk pengurangan gas CO dan emisi partikulat, selain itu pembakaran yang dihasilkan memiliki emisi NO<sub>x</sub> lebih rendah, dan bebas dari sulfur dioksida. Kebutuhan Bioetanol di Indonesia mulai dari tahun 2010 sampai tahun 2014 dapat dilihat pada **Tabel 1.1** dan **Tabel 1.2** data produksi, konsumsi, impor dan ekspor Bioetanol di Indonesia yaitu sebagai berikut :

**Tabel I.4** Data Produksi dan Konsumsi Bioetanol di Indonesia (Ton/Tahun)

No.	Tahun	Produksi (Ton/Tahun)	Konsumsi (Ton/Tahun)
1.	2009	40.558.763,55	16.181.314,07
2.	2010	31.980.000	807.661,437
3.	2011	84.399.280,77	22.961.998
4.	2012	81.835.304,87	36.261.633,57
5.	2014	107.869.288	49.304.071,58

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2016)





**Tabel I.5** Data Impor dan Ekspor Bioetanol di Indonesia  
(Ton/Tahun)

No.	Tahun	Kebutuhan (Ton/Tahun)	
		Impor	Ekspor
1	2009	2050,548	24.379.500,03
2	2010	137,892	31.172.476,46
3	2011	471,229	61.437.754
4	2012	844,699	45.574.516
5	2014	1.161.121,575	59.726.338

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2016)

Berdasarkan **Tabel 1.4** dan **Tabel 1.5** menunjukkan bahwa peningkatan jumlah produksi sebanding dengan peningkatan jumlah konsumsi yang semakin besar di Indonesia setiap tahunnya, selain itu data impor menunjukkan bahwa kebutuhan Bioetanol di Indonesia dari tahun 2009-2014 mengalami peningkatan, namun ketika tahun 2009 mengalami penurunan kebutuhan Bioetanol dan kembali mengalami peningkatan jumlah kebutuhan Bioetanol pada tahun 2010. Sedangkan berdasarkan data ekspor menunjukkan bahwa kebutuhan Bioetanol di Indonesia dari tahun 2009-2014 mengalami peningkatan, akan tetapi pada tahun 2011 mengalami penurunan kebutuhan Bioetanol dan kembali mengalami peningkatan jumlah kebutuhan Bioetanol pada tahun 2012. Hal tersebut menunjukkan bahwa kebutuhan Bioetanol di Indonesia mengalami fluktuatif namun cenderung mengalami peningkatan untuk setiap tahunnya. Sehingga dapat disimpulkan bahwa di Indonesia Bioetanol cukup dibutuhkan. Untuk memenuhi kebutuhan Bioetanol dalam negeri yang diketahui dari semakin banyaknya jumlah konsumsi Bioetanol, Indonesia masih melakukan impor dari luar negeri. Dengan pertimbangan untuk mengurangi jumlah impor yang semakin meningkat, maka direncanakan pendirian pabrik Bioetanol baru di Indonesia untuk memenuhi kebutuhan Bioetanol dalam negeri dipandang cukup strategis.



## I.1.5 Kapasitas Produksi dan Lokasi Pabrik

### I.1.5.1 Kapasitas Produksi

Dalam penentuan kapasitas produksi pabrik Bioetanol juga harus mempertimbangkan kapasitas produksi Bioetanol pada industri produsen Bioetanol lainnya sebagai dasar penentuan kapasitas produksi minimal pabrik Bioetanol. Untuk kapasitas produksi industri produsen Bioetanol yang lain dapat ditunjukkan pada tabel berikut:

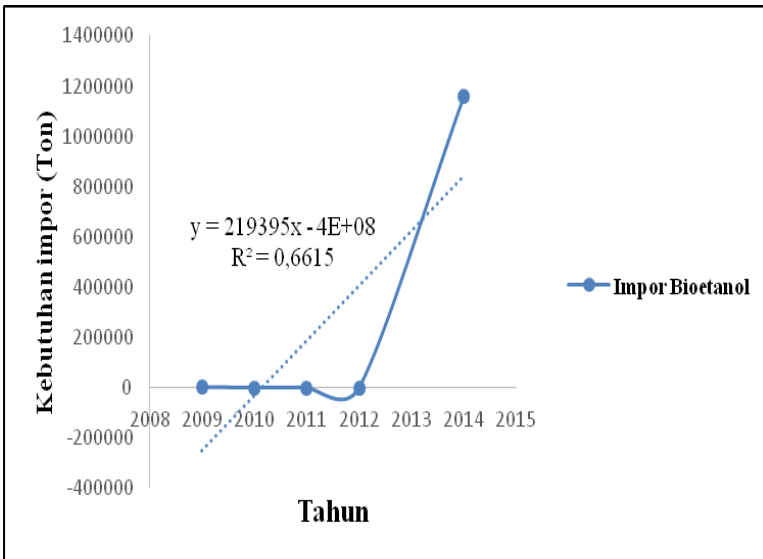
**Tabel I.6** Data Industri Produsen Bioetanol

<b>Nama Industri</b>	<b>Kapasitas (Ton/Tahun)</b>
PT Energi Agro Nusantara	23.676
PT. Molindo Raya	27.622
PT. Medco Energi Internasional	47.352

Berikut adalah beberapa faktor penting dalam perhitungan kapasitas pabrik, yaitu:

- Ketersediaan bahan baku
- Kapasitas produksi minimal
- Jumlah kebutuhan atau konsumsi Bioetanol di Indonesia

Untuk memenuhi kebutuhan Bioetanol di Indonesia selama ini dipenuhi oleh impor dan ekspor, untuk pemenuhan terbesar dipenuhi oleh ekspor. Kebutuhan Bioetanol di Indonesia berdasarkan data produksi dan konsumsi pada **Tabel 1.4** dan data impor dan ekspor ditunjukkan pada **Tabel 1.5** diatas. Dari data kebutuhan Bioetanol, didapatkan kurva grafik yang menunjukkan jumlah impor Bioetanol tiap tahunnya cenderung mengalami peningkatan, dan mengalami peningkatan kebutuhan Bioetanol yang sangat tajam di tahun 2014. Kurva jumlah impor Bioetanol di Indonesia ditunjukkan pada **Grafik I.1** dibawah ini :



**Grafik I.1** Kurva Grafik Impor Bioetanol

Dari **Grafik 1.1** didapatkan persamaan regresi linier untuk memprediksi jumlah impor untuk memenuhi kebutuhan Bioetanol tahun 2021 :

$$\begin{aligned} Y &= 219.395 x - 400.000.000 \\ &= 219.395 (2021) - 400.000.000 \\ &= 443.397.295 - 400.000.000 \\ &= 43.397.295 \end{aligned}$$

Dari **Grafik 1.1** impor Bioetanol pada tahun 2021, pabrik direncanakan dapat memenuhi yaitu sejumlah 24.000. Ton. Untuk dasar penentuan kapasitas produksi didapatkan dengan mempertimbangkan kapasitas produksi Bioetanol dari data industri produsen Bioetanol di Indonesia yang terdapat pada **Tabel 1.6**.



### **I.1.5.2 Lokasi Pabrik**

Pemilihan lokasi pendirian pabrik merupakan salah satu faktor utama yang menentukan kelangsungan suatu pabrik untuk beroperasi jangka panjang. Pabrik Bioetanol ini direncanakan didirikan di Kediri, Provinsi Jawa Timur. Adapun dasar pertimbangan pemilihan lokasi tersebut dijelaskan sebagai berikut:

1. Ditinjau dari lokasi ketersediaan sumber bahan baku

Ketersediaan bahan baku merupakan salah satu komponen yang penting dalam pemilihan lokasi pabrik. Untuk menekan biaya penyediaan bahan baku, maka pabrik didirikan berdekatan dengan pabrik yang memproduksi bahan baku molase seperti yang terdapat di PG. Meritjan dan Parik Gula lainnya yang terdapat di **Tabel 1.2.** sehingga dapat memudahkan untuk memperoleh bahan baku. Selain itu, untuk memperoleh bahan penunjang *saccharomyces cerevisiae* dilakukan dengan impor, sedangkan untuk *ammonium sulfate* dipilih tidak jauh dari lokasi pabrik dan dapat mempermudah dalam transportasi bahan penunjang dengan melalui transportasi darat.

2. Pemasaran Produk

Kota Kediri, Jawa Timur memiliki dua sistem prasarana transportasi, yaitu system primer dan sekunder. Kedua hal tersebut merupakan jalan penghubung dari transportasi darat antar kota. Letak kota ini yang strategis sangat memudahkan untuk memenuhi kebutuhan Bioetanol dengan pemerataan hasil produksi ke antar kota di Indonesia.

3. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan pelaku dari proses produksi di suatu pabrik. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil dan terdidik akan berbanding lurus dengan kemajuan produksi pabrik. Untuk tenaga kerja ahli dan berkualitas dapat mengambil dari lulusan Universitas/Institut di seluruh Indonesia. Untuk tenaga kerja non ahli (operator) dapat mengambil dari non formal (dari daerah sekitar), sehingga tenaga kerja mudah didapatkan.

4. Lingkungan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan

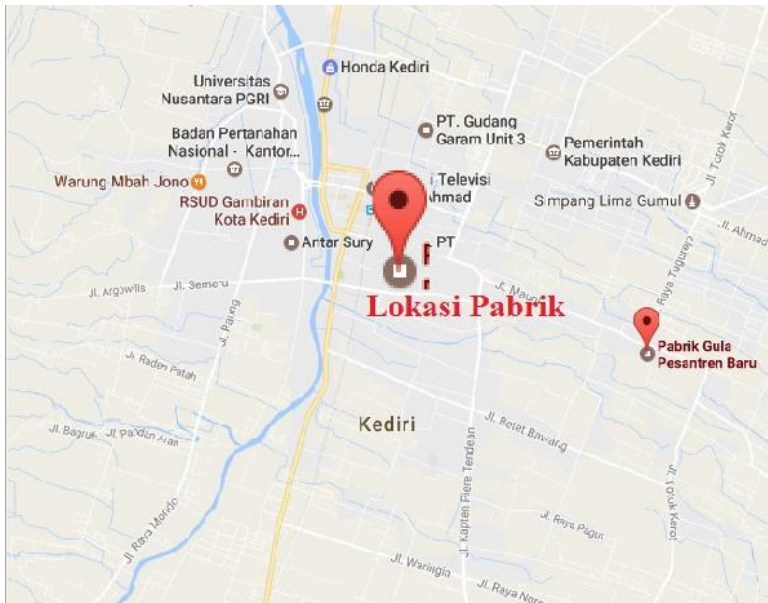
---



industri, sehingga akan memudahkan dalam perijinan pendirian pabrik.

#### 5. Ketersediaan Lahan

Faktor ini berkaitan dengan rencana pengembangan pabrik mendatang.



**Gambar I.1** Lokasi Pabrik Bioetanol di Kediri

## I.2 Dasar Teori

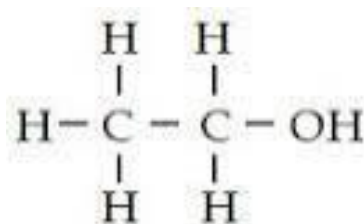
### I.2.1 Bioetanol

Bioetanol merupakan bahan bakar dari tumbuhan yang memiliki sifat menyerupai minyak premium (*Khairani, 2007*). Bioetanol adalah etanol yang dihasilkan dari fermentasi glukosa (gula) yang dilanjutkan dengan proses distilasi. Proses distilasi dapat menghasilkan etanol dengan kadar 95% volume, untuk digunakan sebagai bahan bakar (*biofuel*) perlu lebih dimurnikan lagi hingga mencapai 99 % yang lazim disebut fuel grade etanol



(Damianus, 2010).

Saat ini bioetanol tidak hanya biofuel yang paling banyak digunakan, tetapi juga berpotensi paling alternatif yang menjanjikan untuk bahan bakar fosil. Kebanyakan bioetanol yang digunakan saat ini terbuat dari tepung mengandung sukrosa (misalnya, tebu, hasil gula, dan sorgum manis) atau bahan baku (misalnya, jagung, gandum, beras, barley, dan kentang) (Marco, 2012).



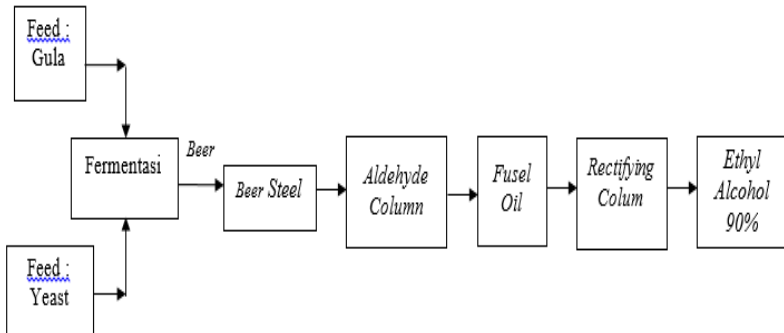
**Gambar I.2** Struktur Molekul Bioetanol

### I.2.2 Proses Produksi Bioetanol

Proses produksi Bioetanol dapat dilakukan dengan beberapa cara, yaitu:

a. Proses Fermentasi dengan Bahan Baku Gula

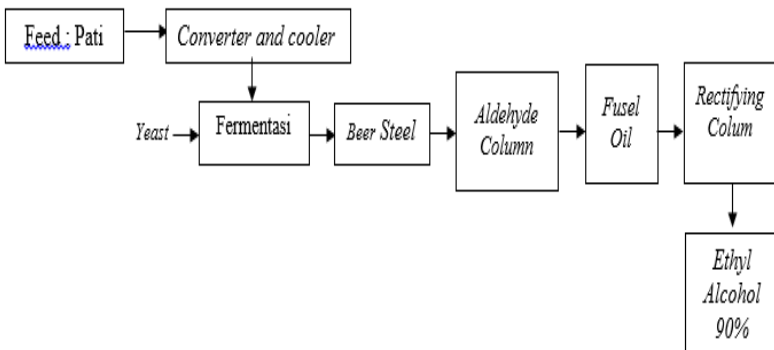
Pada proses fermentasi gula dari molase untuk membuat etanol, yaitu dihasilkan komposisi minyak *fusel* yang mana tergantung pada komposisi bahan fermentasi, tetapi sebagian besar terdiri dari *ethyl alcohol* atau yang biasa disebut dengan etanol. Minyak tersebut diproses secara kimiawi dan dimurnikan dengan distilasi (Faith, 1961).



**Gambar I.3** Flowchart Pembuatan Etanol dengan Proses Fermentasi dari *Molasses*

b. Proses Fermentasi dengan Bahan Baku Pati

Pada proses fermentasi pati, bahan baku yang digunakan antara lain jagung, gandum, biji-bijian, sorgum, gandum hitam, beras, kentang, ubi jalar. Yang paling sering digunakan dalam industri alkohol adalah gandum, jagung, dan kentang. Secara umum kondisi proses sama dengan proses fermentasi dengan bahan baku molase. Yang membedakan terletak pada disposisi dari slop dan jumlah *by product* yang diperoleh (Faith, 1961).

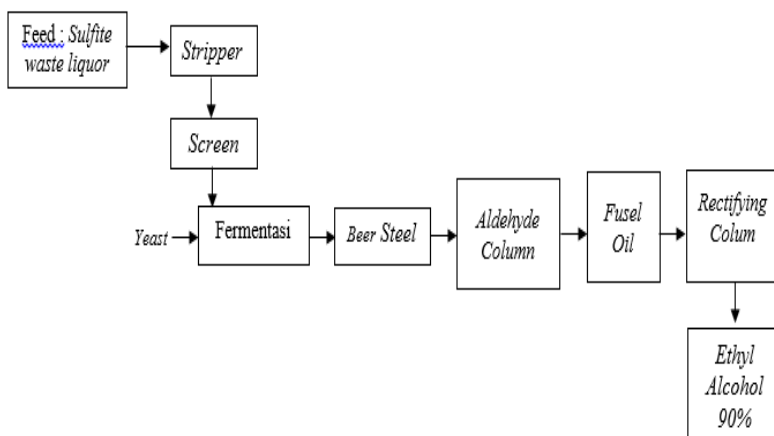


**Gambar I.4** Flowchart Pembuatan Etanol dengan Proses Fermentasi dari Pati



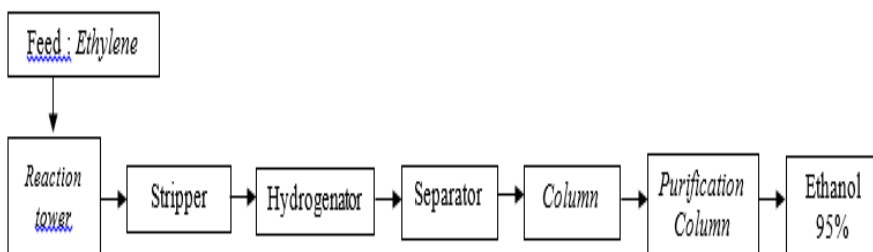
c. Proses Fermentasi dengan Bahan Baku Cairan Limbah Sulfit

Pada proses fermentasi cairan limbah sulfit, bahan baku cairan limbah sulfit mengandung gula yang berasal dari kayu, yang nantinya diubah menjadi etanol dengan fermentasi yang diperoleh dari aktivitas ragi. Proses penghilangan kandungan limbah yang tidak dipakai dilewatkan ke *stripper* dan *screen* terlebih dahulu sebelum dibawa kedalam fermentor (*Faith, 1961*).



**Gambar I.5** Flowchart Pembuatan Etanol dengan Proses Fermentasi dari Cairan Limbah Sulfit

d. Proses Esterfikasi dan Hidrolisis dari Ethylene

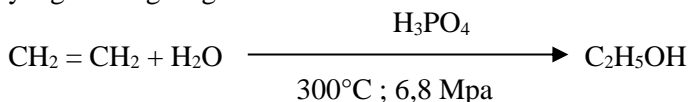


**Gambar I.6** Flowchart Pembuatan Etanol dengan Proses Esterifikasi dan Hidrolisis dari Ethylene



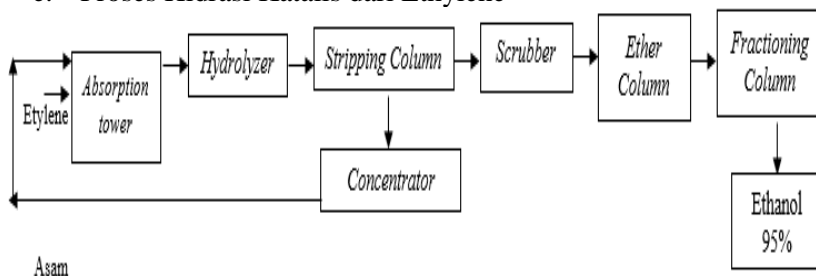


Terdapat dua proses utama hidrasi secara langsung untuk membuat etanol, yaitu proses fase uap dengan mengontakkan katalis padatan atau *liquid* dengan reaktan gas. Selain itu fase campuran dengan mengontakkan katalis padatan atau *liquid* dengan reaktan *liquid* dan reaktan gas. Etilen dan air dicampur dengan menggunakan aliran “*recycle*”. Campuran tersebut dipanaskan dengan *furnace*, sedangkan gas etilen bereaksi dengan katalis. Kemudian dimasukkan dalam reaktor katalitik. Uap yang meninggalkan reaktor sedikit lebih panas dari *feed* etilen yang diumpankan. Reagen yang tidak dapat bereaksi akan dipisahkan dan diresirkulasi. Produk samping berupa asetaldehid akan dihidrogenasi dengan katalis untuk menghasilkan etanol. Reaksi yang berlangsung adalah:



Uap yang meninggalkan reaktor sedikit lebih panas dari panas *feed* etilen yang dimasukkan. Produk yang keluar dari reaktor kemudian didinginkan melalui *heat exchanger* dengan umpan dimasukkan ke dalam reaktor dan dipisahkan ke dalam aliran cairan dan uap (Marco, 2012).

#### e. Proses Hidrasi Katalis dari Ethylene



**Gambar I.7** Flowchart Pembuatan Etanol dengan Proses Hidrasi Katalis dari Ethylene



Pada proses pembuatan etanol secara hidrasi katalis dari etilen, pada proses jenis ini adalah proses pembuatan alkohol terbaru, yaitu menggunakan katalis asam fosfat. Hasil dari proses ini terdapat alkohol yang dipisahkan dari alkohol-air dengan menggunakan *scrubber*, selain itu juga terdapat larutan yang mengandung asetaldehid dari hidrasi etilen (*Faith, 1961*).

### I.3 Kegunaan Bioetanol

Bioetanol banyak sekali di gunakan pada dunia industri, sehingga banyak pula kegunaan yang terdapat dalam bahan tersebut.

Berdasarkan (Fessenden, 1992), kegunaan Bioetanol antara lain:

1. Digunakan dalam minuman keras.
2. Sebagai pelarut dan reagensia dalam laboratorium dan industri.
3. Sebagai bahan bakar.

Berdasarkan (Austin, 1984), kegunaan Bioetanol antara lain:

1. Sebagai bahan industri kimia.
2. Sebagai bahan kecantikan dan kedokteran.
3. Sebagai pelarut untuk sintesis senyawa kimia lainnya.
4. Sebagai bahan baku (*raw material*) untuk membuat ratusan senyawa kimia lain seperti asetaldehid, etil asetat, asam asetat, *etilene dibromide*, *glycol*, etil klorida, dan semua etil ester.

Berdasarkan (Uhlig, 1998), kegunaan Bioetanol antara lain:

1. Sebagai pelarut dalam pembuatan cat dan bahan-bahan kosmetik.
2. Diperdagangkan dalam perdagangan domestik sebagai bahan bakar.



## **I.4 Sifat Fisika dan Kimia**

### **I.4.1 Bahan Baku Utama**

#### **A. Molase**

Sifat Fisika :

- Wujud : Cairan kental
- Bau : Rendah caramel, tidak tajam
- *Density* : 1,4-1,44 kg/l
- *Boiling point* :  $> 100^{\circ}\text{C}$
- Viskositas : 5000-20000 cps
- pH : 5

Sifat Kimia :

Mengandung banyak karbohidrat sehingga dapat digunakan sebagai bahan baku proses fermentasi alkohol maupun fermentasi lain.

(Sumber : MSDS Molasses)

### **I.4.2 Bahan Baku Pendukung**

#### **A. *Saccharomyces Cerevisiae***

Sifat Fisika :

- Wujud : Cairan
- Bau : Ragi
- Specific Gravity : 1,06
- *Melting point* : Campuran
- Kadar air : 4-6%
- Temperatur :  $28-60^{\circ}\text{C}$
- pH : 3,5-6

(Sumber : MSDS *Saccharomyces Cerevisiae*)

#### **B. Amonium Sulfat**

Sifat Fisika :

- Bentuk : Kristal padatan
  - Bau : Tidak berbau
  - Berat Molekul : 132,14 g/mol
  - Warna : Abu-abu coklat ke putih
  - *Melting point* :  $280^{\circ}\text{C}$
-



- *Spesific Gravity*: 1,77
- Kelarutan dalam air : 70,6 g/100 mL
- Tidak larut dalam aseton, alcohol, dan ether

Sifat Kimia :

- Memiliki Rumus kimia  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$
- Larutan dengan konsentrasi 0,1 M memiliki pH 5,5.

(Sumber : MSDS Ammonium Sulfate)

### 1.4.3 Produk

#### 1.4.2.1 Produk Utama

##### Bioetanol

Produk utama yang dihasilkan dari *molasses* dan *Saccharomyces Cerevisiae* yaitu Bioetanol dengan proses fermentasi dan distilasi.

Sifat Fisika :

- Rumus Molekul :  $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$
- Bentuk : *liquid*
- Warna : tidak berwarna
- Berat Molekul : 46,07 gr/grmol
- pH : 15,9
- *Density* :  $0,789 \text{ g/cm}^3$
- Titik Leleh :  $-114,3^\circ\text{C}$  pada 1 atm
- Titik Didih :  $78,4^\circ\text{C}$  pada 1 atm
- Titik Beku :  $-114,1^\circ\text{C}$  pada 1 atm
- Temperature kritis :  $243,1^\circ\text{C}$
- Tekanan kritis : 6383,48 kPa
- Volume kritis : 0,167 L/mol
- Viskositas  $20^\circ\text{C}$  : 1,17 Cp
- Panas Penguapan : 839,31 J/g pada titik didih normal
- Panas Pembakaran : 29676,69 pada  $25^\circ\text{C}$
- Panas Pembentukan : 104,6
- Panas Spesifik : 2,42 J/g.Cs pada  $20^\circ\text{C}$
- Larut dalam air pada  $20^\circ\text{C}$
- Merupakan senyawa aromatic yang *volatile* (mudah



menguap)

- Mudah terbakar.

Sifat Kimia :

Larut dalam air, pelarut organik lainnya, hidrokarbon alifatik yang ringan, dan senyawa klorida alifatik.

(Sumber : MSDS Bioetanol).

### 1.4.2.2 Produk Samping

#### A. *Yeast Mud*

*Yeast mud* adalah yeast yang telah dimatikan dengan pemanasan dengan 85 °C ketika sudah mencapai batch ke 10. *Yeast* akan dialirkan ke *yeast mud* tank yang selanjutnya akan dipanaskan untuk mematikan *yeast mud*, yeast yang telah mati akan diolah menjadi pakan ternak melalui proses *dewatering* dan pengeringan.

#### B. *Vinasse*

*Vinasse* adalah hasil samping dari proses evaporasi yang merupakan *liquid concentrate* yang dihasilkan dari proses evaporasi *molasses borth*. *Vinasse* selanjutnya akan diproses di *waste water treatment process*.



Halaman ini sengaja dikosongkan

## **BAB II**

### **MACAM DAN URAIAN PROSES**

#### **II.1 Macam Proses**

Menurut Marco (2012), Bioetanol merupakan salah satu produk yang dapat diperoleh melalui proses *biorefinery* menggunakan *bio-based resources*. Bioetanol adalah salah satu biofuel yang paling menarik, karena dapat dengan mudah diproduksi dalam jumlah besar dan dapat dicampur dengan bensin atau digunakan murni sebagai bahan bakar "ramah lingkungan". Karena kandungan oksigen yang dihasilkan lebih tinggi, etanol memungkinkan oksidasi yang lebih baik dibandingkan dengan bensin, dapat mengurangi CO dan emisi partikulat. Keuntungan lain dari etanol dibandingkan bensin adalah jumlah oktan lebih tinggi, waktu pembakaran yang dihasilkan lebih singkat.

Pada proses produksi Bioetanol dapat dilakukan dengan beberapa cara. Secara komersial, proses yang biasa digunakan adalah Fermentasi dan Sintesis Ethylene (*Faith, 1961*).

##### **II.1.1 Proses Fermentasi**

Pada proses fermentasi, bahan baku untuk pembuatan etanol dapat berupa jenis karbohidrat, jenis pati-patian (starch), ataupun bahan berserat dan juga bahan-bahan yang mengandung gula (*Othmer, 1978*).

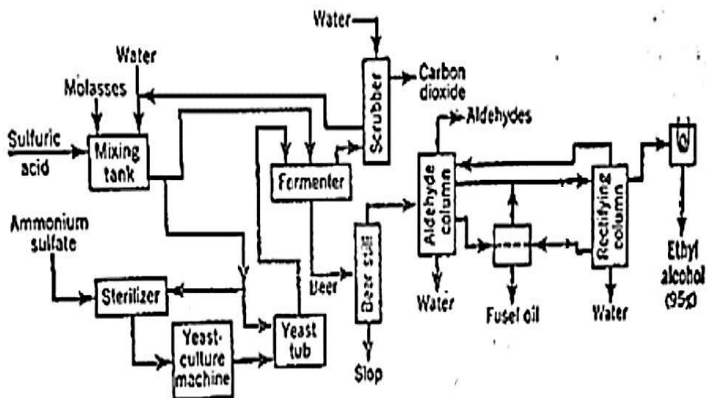
##### **II.1.1.1 Fermentasi dengan Bahan Baku Gula (*Molasses*)**

Etanol ini diproses dari gula yang telah di fermentasi, dan bahan baku Etanol adalah *Molasses* (Tetes). Tetes masuk ke *mixing tank* yang dicampurkan dengan air panas untuk mendapatkan konsentrasi gula 10-15%. Pada proses ini ditambahkan Asam Sulfat untuk menurunkan pH dari 5,3 ke 4-5. Disamping itu ditambahkan Ammonium Sulfat untuk mempertahankan pH tersebut dengan di sterilisasi kemudian masuk ke mesin ragi hingga mendapatkan ragi yang diharapkan sesuai standar. Setelah mengalami pencampuran pada *mixing tank* selanjutnya masuk ke fermentor untuk di fermentasi dengan penambahan ragi tersebut dimana tangki fermentor dijaga pada temperatur 70-88°F (21-



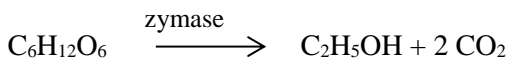
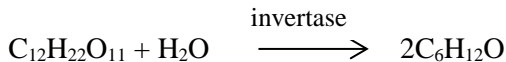
31°C). Pada proses fermentasi ini membutuhkan waktu 28-72 jam (rata-rata sekitar 45 jam) untuk mendapatkan alkohol dengan konsentrasi 8-10%. Setelah proses fermentasi selesai, menghasilkan alkohol dan CO<sub>2</sub>. Untuk CO<sub>2</sub> masuk ke *scrubber* dengan ditambahkan air untuk menghilangkan alkohol tertahan sebesar 0,5-1% dari keseluruhan, kemudian dimurnikan menggunakan karbon aktif. Setelah reaksi fermentasi selesai, alkohol masuk ke *Beer Still* untuk membuang slop (air kotor) melalui *Heat Exchanger*. Selanjutnya masuk ke *Aldehyde Column* yang nantinya masuk ke *rectifying column*, sehingga menghasilkan produk akhir sekitar 90 wt % Etanol (Ethyl Alkohol).

### From Sugar by Fermentation



**Gambar II.1** Pembuatan Etanol dengan Proses Fermentasi dari *Molasses*

Pada proses **Gambar II.1** tahapan reaksi yang terjadi adalah:





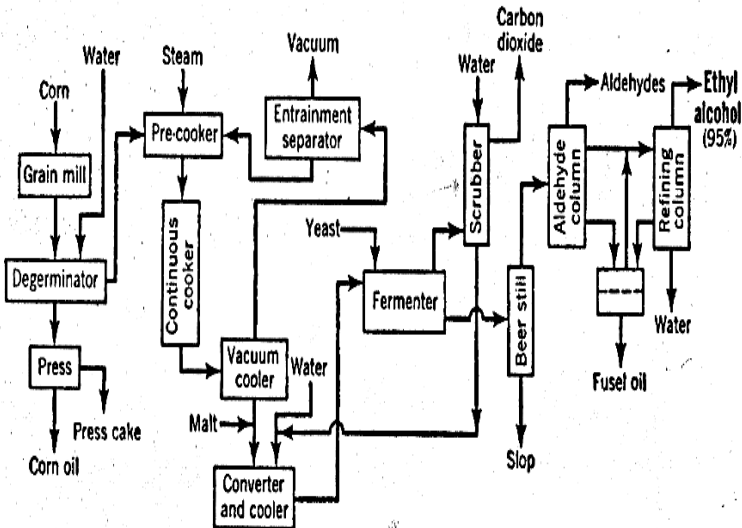


### II.1.1.2 Fermentasi dengan Bahan Baku Pati

Untuk pembuatan industri etanol dari pati, dengan bahan baku jagung, langkah pertama jagung masuk ke *grain mill* untuk proses penggilingan dan penghilangan *oil-bearing*. Kuman yang terdapat dalam jagung dihilangkan dengan *degerminator* atau biasanya dilewatkan ke siklus fermentasi dan dihilangkan dengan *slop*. Di proses sebelumnya, *press cake* dan *corn oil* diperoleh sebagai produk. Jagung kemudian dimasak dan di sakarifikasi, yang mana gelatinasi pati dan difermentasi menjadi gula. Fermentasi dilakukan secara terus menerus secara batch menggunakan enzim dan larutan asam mineral. Dalam proses enzim, gandum diproduksi dengan *barley*, sebagai katalis dari sakarifikasi. Dalam *countinus cooker* gandum dibuburkan dengan campuran air dan bagian dari *slop* yang telah di *recycle*, kemudian dipompa ke *heating jet* untuk pencampuran *steam* dengan suhu 350-360°F. *Slurry* dimasak dalam *cooker* kemudian didinginkan sebelum diproses dalam fermentasi. Operasi untuk *countinus cooler* dilakukan selama 6 menit dibandingkan dengan 2-4 hari *cooking cycle* secara batch. Untuk proses penyelesaian gula dari *cooker*, mengandung 10-15% gula fermentasi, lalu dibawa ke tangki fermentasi dan diinokulasi dengan *yeast*. Fermentasi berlangsung pada suhu 65-85°F. Setelah proses fermentasi selesai, menghasilkan alkohol dan CO<sub>2</sub>. Untuk CO<sub>2</sub> masuk ke *scrubber* dengan ditambahkan air untuk menghilangkan alkohol tertahan sebesar 0,5-1% dari keseluruhan, kemudian dimurnikan menggunakan karbon aktif. Setelah reaksi fermentasi selesai, alkohol masuk ke *Beer Still* untuk membuang *slop* (air kotor) melalui *Heat Exchanger*. Selanjutnya masuk ke *Aldehyde Column* yang nantinya masuk ke *rectifying column*, sehingga menghasilkan produk akhir sekitar 90 wt % Etanol (Ethyl Alkohol). Selain itu sebanyak 2,5 kali *fusel oil* diperoleh dengan fermentasi molase.

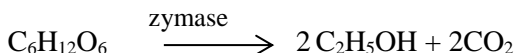
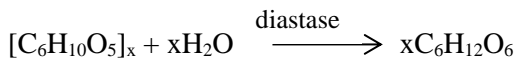


## From Starch by Fermentation



**Gambar II.2** Pembuatan Etanol dengan Proses Fermentasi dari Pati

Pada proses **Gambar II.2** tahapan reaksi yang terjadi adalah:



### II.1.1.3 Fermentasi dengan Bahan Baku Cairan Limbah Sulfat

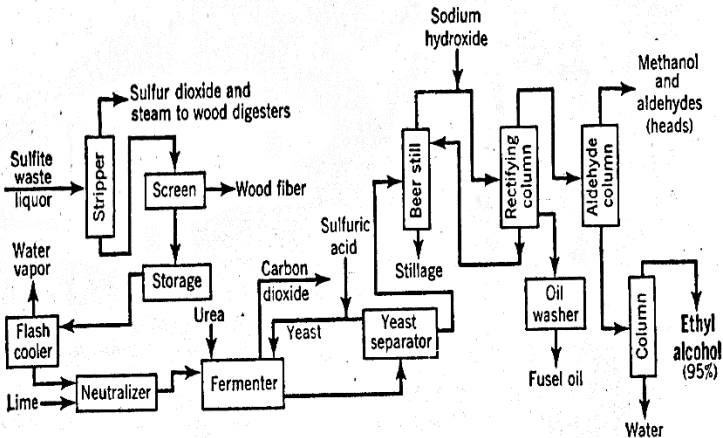
Cairan limbah sulfat mengandung gula yang berasal dari kayu, yang nantinya diubah menjadi etanol dengan fermentasi yang diperoleh dari aktivitas ragi. Serpihan kayu dimasak dalam larutan kalsium bisulfat dan asam sulfur selama 8-10 jam pada suhu 135°C dan tekanan 80-100 psi. selama proses masakan, yang disebut *digester*, serat selulosa dibebaskan. Valve bagian bawah *digester*



dibuka, dan pulp dihasilkan dari *blow pits*. Cairan limbah sulfit diperoleh dari *pits* dengan konsentrasi 80-90%, mengandung lignin dan gula, serta bahan kimia dari hasil proses. Kandungan gula yang dihasilkan dari hidrolisis asam, dengan konsentrasi 2 dan 2,5%. Gula lain dari bukan proses fermentasi mengandung 1,3-1,8% adalah *fermentable hexoses* seperti glukosa, *mannose*, dan galaktosa. Cairan limbah sulfit diperoleh dari *blow pits* pada suhu 90°C dan dipompa ke *steam-stripping column*, dimana sulfur dioksida digunakan kembali untuk digester. Larutan panas dipompa oleh *screen* untuk menghilangkan sisa serat pulp dan kemudian disimpan. Dari storage dipompa ke *flash cooler* sampai suhu 30°C dengan penguapan vakum menggunakan *steam ejector*. pH larutan disesuaikan (lebih dari 6) dengan penambahan susu kapur dan urea ditambahkan sebagai nutrient. Larutan pada kondisi dan konsentrasi partial dipompa ke tangki fermentasi. Fermentasi dijalankan selama 20 jam dengan penambahan *yeast*. Karbondioksida yang dihasilkan dibuang dengan proses selanjutnya. Larutan yang terfermentasi mengandung 1% volume ragi dipompa ke *yeast separator* dimana konsentrasi yeast 10% dihilangkan. *Beer* yang mengandung 1% alkohol dilewatkan ke *preheater* dan dipompa ke *beer still*. Alkohol dipisahkan dari *beer*, larutan alkohol dicampur dengan larutan sodium hidroksida untuk menetralkan keadaan asam dan kemudian dibawa ke *rectifying column*. Alkohol yang dihasilkan dari *aldehyde column* diuapkan dan kemudian dikondensasi untuk dibawa ke penyimpanan 95% etanol. Sedangkan *fusel oil* mengandung 0,2% etanol yang dihasilkan dari *rectifying column* dibawa ke *storage* untuk dihilangkan.

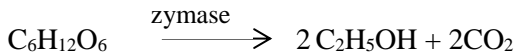


## From Sulfite Waste Liquor by Fermentation



**Gambar II.3** Pembuatan Etanol dengan Proses Fermentasi dari Selulosa

Pada proses **Gambar II.3** tahapan reaksi yang terjadi adalah:



Keuntungan utama dari hidrolisis asam adalah bahwa asam dapat menembus lignin tanpa *pretreatment* awal biomassa, sehingga selulosa dan hemiselulosa polimer dapat membentuk molekul gula individu. Beberapa jenis asam, terkonsentrasi atau diencerkan, dapat digunakan, seperti belerang, sulfat, *hydrochloric*, *fluorida*, fosfat, nitrat dan asam format. Sulfat dan asam klorida yang paling umum digunakan katalis untuk hidrolisis biomassa lignoselulosa. Konsentrasi asam yang digunakan dalam proses hidrolisis asam terkonsentrasi di kisaran 10-30%. Proses ini terjadi pada suhu rendah, menghasilkan hasil hidrolisis tinggi selulosa (yaitu 90% dari hasil glukosa teoritis).



### II.1.2 Proses Sintetis dari Ethylene

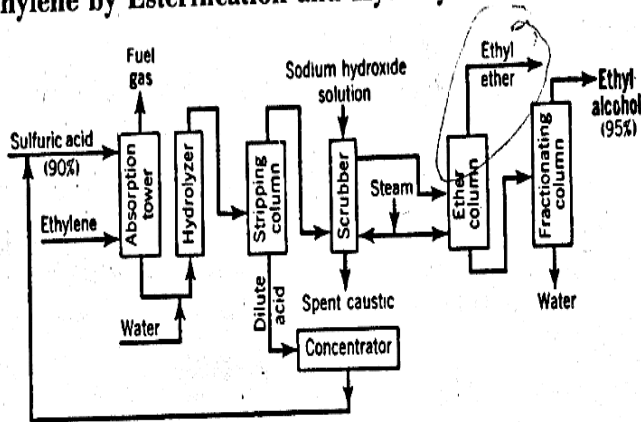
Terdapat dua proses untuk sintetis alkohol dari etilen, yaitu Esterifikasi dan Hidrolisis dari Ethylene, dan Hidrasi Katalis dari Ethylene (*Faith, 1961*).

#### II.1.2.1 Esterifikasi dan Hidrolisis dari Ethylene

Sintesis alkohol diproduksi dengan menyerap etilen dalam asam sulfur untuk dicampur ke dalam larutan asam sulfur. Alkohol dimurnikan dengan distilasi dan asam berkonsentrasi digunakan kembali. Gas *ethane-propane* dengan *yield* tinggi dari etilen setelah *scrubbing* dan dimurnikan, berfungsi sebagai bahan baku untuk alkohol. Etilen dilewatkan ke bagian bawah *absorber countercurrent* dengan 90% asam sulfat. Gas yang tidak terserap dibawa ke bagian atas untuk digunakan sebagai bahan bakar. Larutan yang dihasilkan adalah campuran dari *monoethyl* dan *diethyl sulfates*, yang dikeluarkan dari bagian bawah *absorption tower*. Reaksi terjadi secara eksotermis, dan suhu dikendalikan oleh laju umpan dari dua reaktan. Campuran ester dari absorber dipompa ke bagian bawah *hydrolizer*. Minyak *alkohol-acid* dibawa ke *stripping column*, dimana uap membawa alkohol, ether, dan bagian kecil dari asam. Asam sulfat encer ditarik dari kolom bagian bawah, didinginkan, dan disimpan untuk digunakan kembali. Uap alkohol mentah meninggalkan *stripping column* dan dibawa ke bagian bawah *scrubber* dimana asam dinetralkan oleh larutan natrium hidroksida. *Spent caustic* meninggalkan bagian bawah *scrubber*. Alkohol, ether, dan uap air dibawa ke bagian atas untuk dikondensasi dan dipompa ke tangki penyimpanan alkohol mentah. Pemurnian alkohol mentah dibawa ke *ether column* dimana *ethyl ether* dihilangkan dengan uap langsung. Alkohol kemudian dilewatkan dalam *fractionating column* dimana 95% uap alkohol dikondensasi dan dibawa ke tangki penyimpanan.

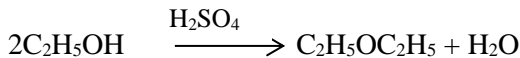
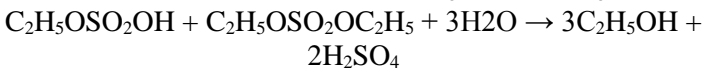
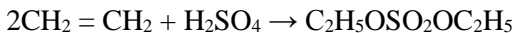


## From Ethylene by Esterification and Hydrolysis



**Gambar II.4** Pembuatan Etanol dengan Proses Esterifikasi dan Hidrolisis dari Ethylene

Pada proses **Gambar II.4** tahapan reaksi yang terjadi adalah:



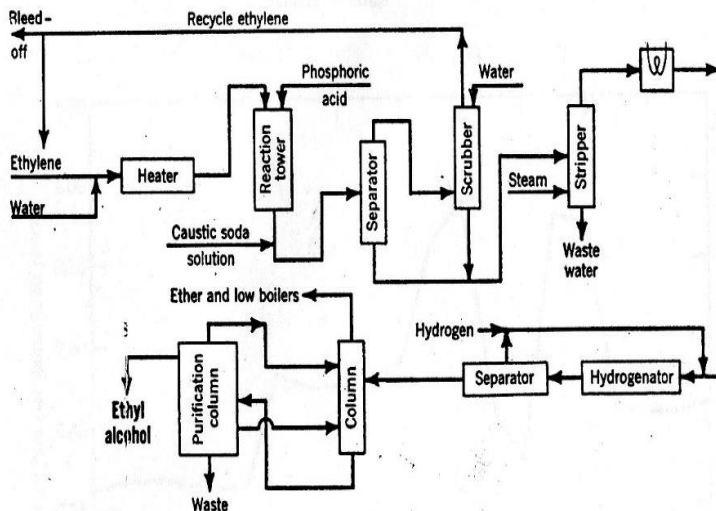
### II.1.2.2 Hidrasi Katalis dari Ethylene

Proses pembuatan alkohol terbaru adalah hidrasi langsung dari etilen dengan katalis asam fosfat. Aliran olefin mengandung 97% etilen dikompresi ke 1000 psig dan digabung dengan aliran pengolahan etilen yang mengandung 85% etilen. Campuran etilen dan air diuapkan dengan *heat exchange* dengan aliran produk meninggalkan reaktor dan kemudian dipanaskan lebih lanjut sampai suhu reaksi 570 F dalam *gas-fired furnace*. Dalam reaktor, aliran bawah *feed* dilewatkan katalis dengan asam fosfat. Aliran produk meninggalkan reaktor dan dikondensasi dengan *heat exchange*. Larutan *caustic-soda* ditambahkan untuk menetralkan



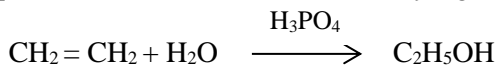
asam fosfat yang menguap dari katalis, dan alkohol-air dikondensasi dengan *second heat exchange*. Setelah larutan dan uap dipisahkan dalam separator tekanan tinggi, gas didinginkan dan dipisahkan dengan penambahan air dalam kolom *scrubber* untuk menghilangkan bagian terakhir dari alkohol dalam gas. Larutan alkohol-air dari separator dan *scrubbing column* diumpankan ke *stripping column*. Air dihilangkan dibagian bawah, dan larutan alkohol berkonsentrasi ke bagian *overhead*. Karena larutan mengandung asetaldehid dari hidrasi etilen, uap dari *overhead* dicampur dengan hidrogen dan melewati reaktor lain yang berisi katalis hidrogenasi nikel. Etanol yang didapat dari proses hidrasi katalis dari etilen memiliki *yield* sebesar 95%.

### From Ethylene by Catalytic Hydration



**Gambar II.5** Pembuatan Etanol dengan Proses Hidrasi Katalis dari Etilen

Pada proses **Gambar II.5** tahapan reaksi yang terjadi adalah:





## II.2 Seleksi Proses

Tabel II.1 Perbedaan Proses Fermentasi dan Sintesis Ethylene

No	Parameter	Fermentasi			Sintesis Ethylene	
		Gula	Pati	Cairan Limbah Sulfit	Esterifikasi dan Hidrolisis	Hidrasi Katalis
1.	Bahan Baku	Dapat diperbaharui (molase)	Dapat diperbaharui (jagung, singkong)	Dapat diperbaharui (kayu, bagasse)	Tidak dapat diperbaharui (dari etilen)	Tidak dapat diperbaharui (dari etilen)
2.	Suhu Operasi	20-30°C	18-30°C	40-50°C	>190°C	>150°C
3.	Tekanan Operasi	Atmosfer (1 atm)	Atmosfer (1 atm)	Atmosfer (1 atm)	Diatas atmosfer (>1 atm)	Diatas atmosfer (>1 atm)
4.	Yield	90%	90%	95%	95%	95%
5.	Proses	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Sederhana</li> <li>• Tidak membutuhkan katalis</li> <li>• Tidak perlu penambahan</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Sederhana</li> <li>• Tidak membutuhkan katalis</li> <li>• Perlu pengubahan pati menjadi glukosa dahulu</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Sederhana</li> <li>• Tidak membutuhkan katalis</li> <li>• Perlu pengubahan selulosa menjadi glukosa dahulu</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Rumit</li> <li>• Ada katalis</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Rumit</li> <li>• Ada katalis</li> </ul>





		pretreatmen t				
6.	Biaya	Biaya produksi relatif murah (prospek keuntungan cukup)	Biaya produksi relatif murah (prospek keuntungan cukup)	Biaya produksi relatif murah (prospek keuntungan cukup)	Biaya produksi cukup mahal (prospek keuntungan kecil)	Biaya produksi cukup mahal (prospek keuntungan kecil)

Pada pendirian pabrik Bioetanol dari molase ini dipilih dengan Proses Fermentasi dari Bahan Baku Gula dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Bahan baku yang digunakan (molase) sesuai dengan proses yang digunakan yaitu fermentasi dari gula.
2. Proses yang digunakan sederhana, tidak perlu penambahan pretreatment.
3. Kemurnian Bioetanol yang dihasilkan cukup tinggi.
4. Biaya produktif relatif murah maka dapat memberikan prospek keuntungan yang besar
5. Proses fermentasi dari gula berlangsung dalam operasi temperatur dan tekanan yang tidak tinggi.

### II.3 Uraian Proses Terpilih

Proses pembuatan Bioetanol dari bahan baku Molase berdasarkan pada proses Fermentasi dari Bahan Baku Gula. Proses pembentukan Bioetanol dibagi menjadi tiga tahap, yakni:

1. Tahap Propagasi
2. Tahap Fermentasi
3. Tahap Pemurnian



### II.3.1 Tahap Propagasi

Tahap propagasi atau dengan nama lain tahap perkembangbiakan *yeast*. Tujuan dari tahap propagasi untuk membuat *yeast* dapat beradaptasi dengan lingkungannya sehingga dapat berkembangbiak, selain itu untuk dapat mempersiapkan bibit agar mampu melakukan proses pengubahan gula menjadi alkohol.

*Yeast* yang digunakan antara lain *Saccharomyces Cerevisiae* yang diperoleh dari China, pengembangbiakan *yeast* terlebih dahulu dilakukan sterilisasi tangki propagasi selama 10-15 menit dengan menggunakan *hot water sterilized* dengan suhu 85°C, kemudian molases dimasukkan, lalu nutrient berupa ammonium sulfat  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  untuk memenuhi kebutuhan unsur nitrogen yang merupakan sumber unsur N untuk keperluan pertumbuhan *yeast*. Proses selanjutnya yaitu sterilisasi bahan, dengan meningkatkan suhu hingga 60°C dan *steam*  $\pm 1$  bar dan didiamkan selama  $\pm 1$  jam, kemudian *yeast* dimasukkan ke dalam tangki propagasi, lalu dilakukan penurunan suhu menggunakan *cooling water* hingga suhu 30°C, dan dilakukan aerasi hingga propagasi selesai. Setelah tahap propagasi selesai, *molasses yeast* dialirkan ke tangki fermentor.

### II.3.1 Tahap Fermentasi

Fermentasi bioetanol dapat didefinisikan sebagai proses penguraian gula menjadi bioetanol dan karbondioksida yang disebabkan enzim yang dihasilkan oleh massa sel mikroba. Perubahan yang terjadi selama proses fermentasi adalah glukosa menjadi bioethanol oleh sel-sel ragi tape dan ragi roti. Pada tahap ini dilakukan hingga 10 *batch*, pada *batch 1* dilakukan selama 48 jam dimana saat 12 jam pertama kondisi dalam fermentor adalah aerob agar *yeast* mampu menghasilkan etanol dengan baik, 36 jam selanjutnya adalah kondisi anaerob agar *yeast* dapat mengkonversi gula menjadi etanol. Kemudian pada *batch 2-10* dilakukan  $\pm 24$  jam, 6 jam pertama dengan kondisi aerob dan 18 jam selanjutnya anaerob. Untuk *batch* ini tidak harus dilakukan selama 24 jam, di fermentor bahan dilakukan analisa dengan acuan *brix*, level, dan



konsentrasi dengan *update* setiap 3 jam. Apabila pada analisa tersebut diketahui sudah tidak ada aktivitas dari *yeast*, maka dilakukan *end time* pada saat itu juga. Ketika proses fermentasi selesai, didiamkan selama satu jam agar terbentuk 2 lapisan antara *yeast* dan *molasses broth* (kadar etanol  $\pm 9-11\%$ ) yang nantinya dialirkan ke *tangki storage*, untuk lapisan *yeast* digunakan untuk *batch* selanjutnya. Saat *yeast* mencapai *batch* ke 10, maka *yeast* dialirkan ke *yeast mud tank*, dengan pemanasan suhu  $85^{\circ}\text{C}$  agar *yeast* mati.

### II.3.1 Tahap Pemurnian

Tahap pemurnian bertujuan untuk mendapatkan kadar *fuel grade* etanol sebesar 99,58%. Pada tahap pemurnian dilakukan secara *continuous* dan terdapat 3 tahapan yaitu proses evaporasi, proses distilasi, dan proses dehidrasi.

#### II.3.1.1 Proses Evaporasi

Evaporasi merupakan awal dari tahap pemurnian, tujuan dari proses evaporasi untuk memisahkan antara *liquid molasses broth* dengan *liquid ethanol*. Evaporasi yang digunakan yaitu jenis *Backward Feed Quadruple Effect* Evaporator dengan arah aliran co-current. Proses awal evaporasi antara lain *molasses broth* dari *tangki fermentor* dipompa dalam evaporator. Pada setiap evaporator dilengkapi dengan *heat exchanger* untuk memanaskan *molasses broth* sehingga terjadi perubahan fase menjadi uap. *Steam* yang digunakan bersuhu  $\pm 127^{\circ}\text{C}$  dengan tekanan  $\pm 1$  bar. Seluruh etanol yang telah terkondensasi akan dialirkan dalam *Vessel*.

#### II.3.1.2 Proses Distilasi

Tahapan selanjutnya dari tahap pemurnian yaitu proses distilasi, tujuan dari proses distilasi yaitu menghilangkan air dari campuran antara etanol-air, dalam hal ini akan diperoleh kadar etanol sebesar 92-94%. Etanol yang disimpan dalam *Vessel* dialirkan kedalam *heat exchanger superheated*, hal ini untuk meringankan kerja dari proses distilasi. Proses distilasi dilengkapi dengan *reflux*, yang berfungsi untuk pemisahan yang lebih sempurna. Uap yang dihasilkan dikembalikan ke *Vessel*,

---

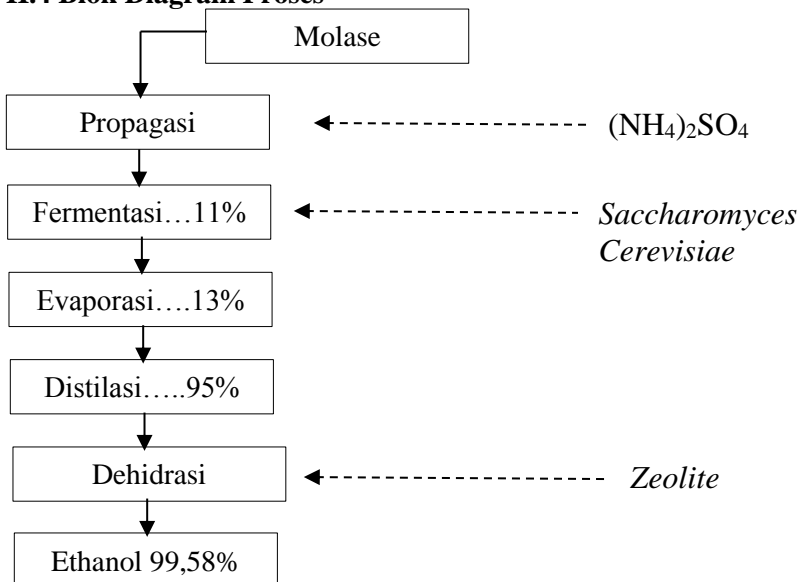


sedangkan hasil reflux dikembalikan ke kolom distilasi.

### II.3.1.3 Proses Dehidrasi

Hasil proses distilasi dihasilkan campuran azeotrop yaitu ethanol-air. Campuran ini dipisahkan dengan metode dehidrasi adsorpsi. Proses dehidrasi bertujuan untuk memisahkan kadar air dari ethanol. Dehidrasi dilakukan untuk mendapatkan kadar ethanol lebih dari 99%. Etanol yang dihasilkan sebelumnya dilewatkan ke *heat exchanger* sehingga terjadi kontak dengan *steam* yang menyebabkan peningkatan suhu pada ethanol sehingga memudahkan proses pemisahan dengan air. Etanol akan memasuki tangki dengan zeolite didalamnya. Air akan tertinggal dalam rongga zeolite, sedangkan ethanol akan ditampung dalam *vessel*. Diperoleh kadar bioetanol sebagai biofuel sebesar 99,58%.

## II.4 Blok Diagram Proses



**Gambar II.6** Diagram Blok Proses Bioetanol

### BAB III NERACA MASSA

Kapasitas : 24000 ton bioetanol/tahun  
               : 80 ton bioetanol/hari  
               : 80000 kg bioetanol/hari  
 Operasi : 300 hari/tahun  
 Satuan massa : kg  
 Basis waktu : 1 hari

Untuk kapasitas 80 ton bioetanol/hari, dibutuhkan bahan baku molase sebanyak 168541,631 kg molase/hari dengan data komposisi sebagai berikut :

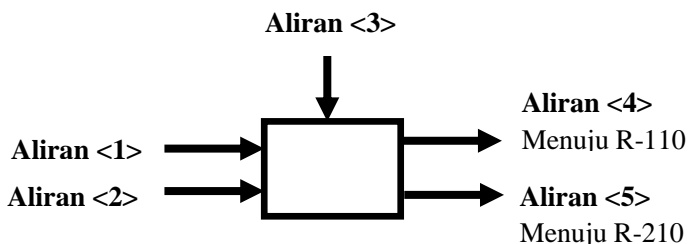
**Tabel III.1** Komposisi Molase

<b>Komponen</b>	<b>Fraksi</b>	<b>Bahan baku (kg)</b>	<b>Massa (kg)</b>
<i>Glucose</i>	0,5	168541,631	84270,8155
<i>Sucrose</i>	0,156	168541,631	26292,49444
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0214	168541,631	3606,790903
Lumpur	0,01	168541,631	1685,41631
H <sub>2</sub> O	0,2	168541,631	33708,3262
SiO <sub>2</sub>	0,1126	168541,631	18977,78765
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>168541,631</b>

*Sumber : (Pabrik Enero, 2014)*

**1 Mixer (M-112)**

Fungsi : sebagai dilusi material atau mencampur molase, process water, dan ammonium sulfate

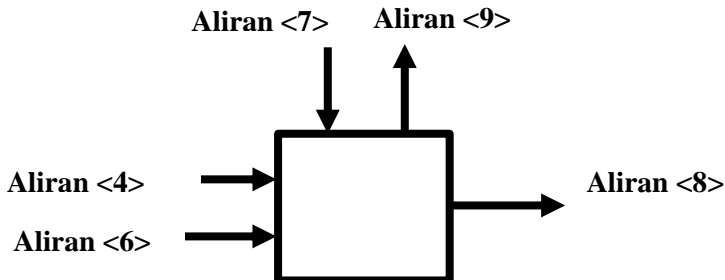
**Tabel III.2** Neraca massa mixer

Aliran Masuk		Aliran Keluar		
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)	Massa (kg)
<b>Molase</b>	<b>&lt;1&gt;</b>	<b>Molase</b>	<b>&lt;4&gt;</b>	<b>&lt;5&gt;</b>
<i>Glucose</i>	84270,8155	<i>Glucose</i>	8427,0816	75843,7340
<i>Sucrose</i>	26292,4944	<i>Sucrose</i>	2629,2494	23663,2450
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3606,7909	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	360,6791	3246,1118
Lumpur	1685,4163	Lumpur	168,5416	1516,8747
H <sub>2</sub> O	33708,3262	H <sub>2</sub> O	61798,5980	556187,3823
SiO <sub>2</sub>	18977,7877	SiO <sub>2</sub>	1897,7788	17080,0089
Subtotal	168541,6310	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	16693,6473	150242,8253
<b>Ammonium sulfate</b>	<b>&lt;2&gt;</b>	Subtotal	91975,5758	827780,1820
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	166936,4726			
<b>Process water</b>	<b>&lt;3&gt;</b>			
H <sub>2</sub> O	584277,6541			
<b>Total</b>	<b>919755,7577</b>	<b>Total</b>	<b>919755,7577</b>	



## 2. Tangki Propagasi (R-110)

Fungsi : untuk perkembangbiakan *yeast*, sebelum *yeast* masuk dalam angka fermentor untuk tahap fermentasi



Tabel III.3 Neraca massa angka propagasi

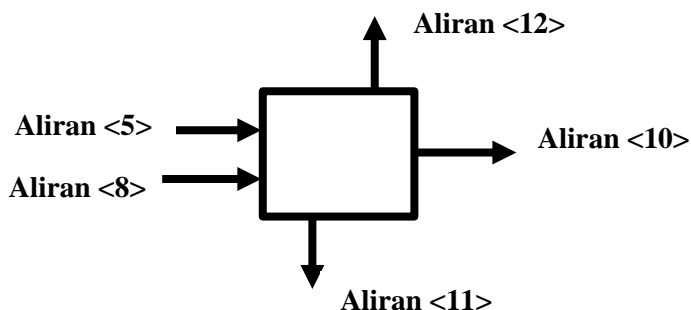
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
<b>Molases</b>	<b>&lt;4&gt;</b>	<i>Molase yeast</i>	<b>&lt;8&gt;</b>
<i>Glucose</i>	8427,08155	<i>Glucose</i>	5501,4370
<i>Sucrose</i>	2629,249444	<i>Sucrose</i>	123,5747238
$H_2SO_4$	360,6790903	<i>Fructose</i>	5501,4370
Lumpur	168,541631	$H_2SO_4$	360,6790903
$H_2O$	61798,5980	Lumpur	168,541631
$SiO_2$	1897,778765	$H_2O$	68268,4448
$(NH_4)_2SO_4$	16693,6473	$SiO_2$	1897,778765
Subtotal	91975,5758	Biomassa akhir	6195,1184
<b>Yeast</b>	<b>&lt;6&gt;</b>	Subtotal	88017,0115
<i>S.Cerevisiae</i>	442,5854	<b>Produk atas</b>	<b>&lt;9&gt;</b>
<b>Udara</b>	<b>&lt;7&gt;</b>	$O_2$	44151,2152



O <sub>2</sub>	55887,6142	CO <sub>2</sub>	16137,5486
		Subtotal	60288,7638
<b>Total</b>	<b>148305,7753</b>	<b>Total</b>	<b>148305,7753</b>

### 3. Tangki Fermentor (R-210)

Fungsi : untuk mengubah  $C_6H_{12}O_6$  menjadi  $C_2H_5OH$  dengan bantuan yeast *S.Cerevisiae* yang berasal dari tangki propagasi 90% dari mixer masuk dalam tangki fermentor



**Tabel III.4** Neraca massa tangki fermentor

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
<b>Molases</b>	<b>&lt;5&gt;</b>	<b>Molase broth</b>	<b>&lt;10&gt;</b>
<i>Glucose</i>	75843,73395	<i>Glucose</i>	1804,2982
<i>Sucrose</i>	23663,24499	<i>Sucrose</i>	1117,9805
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3246,111813	<i>Fructose</i>	1804,2982
Lumpur	1516,874679	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3246,11
H <sub>2</sub> O	556187,3823	H <sub>2</sub> O	623262,7303
SiO <sub>2</sub>	17080,00889	SiO <sub>2</sub>	18977,8
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	150242,8253	<i>Ethanol</i>	90375,2922

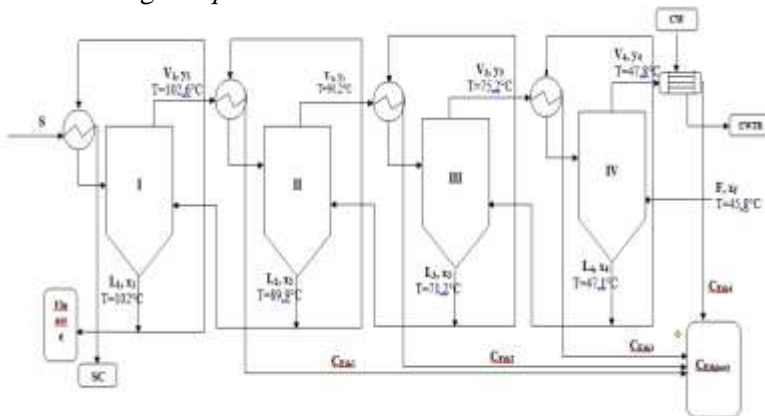




Subtotal	827780,1820	Subtotal	740588,4989
<b>Molase yeast</b>	<b>&lt;8&gt;</b>	<b>Yeast mud</b>	<b>&lt;11&gt;</b>
Glucose	5501,4370	Biomassa akhir	86716,6675
Sucrose	123,5747	Lumpur	1685
Fructose	5501,4370	Subtotal	88402,0838
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	<b>Produk atas</b>	<b>&lt;12&gt;</b>
Lumpur	169	CO <sub>2</sub>	86445,9316
H <sub>2</sub> O	68268,4448		
SiO <sub>2</sub>	1897,7788		
Biomassa akhir	6195,1184		
Subtotal	87656,3324		
<b>Total</b>	<b>915436,5144</b>	<b>Total</b>	<b>915436,5144</b>

#### 4. Evaporasi

Fungsi : untuk memisahkan antara *liquid molase broth* dengan *liquid ethanol-air*



**Tabel III.5** Neraca massa evaporator

## Evaporator Efek-I

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<16>	<17>	<18>
<i>Glucose</i>	1804,2982	0	1804,2982
<i>Sucrose</i>	1117,9805	0	1117,9805
<i>Fructose</i>	1804,2982	0	1804,2982
$H_2SO_4$	3246,1118	0	3246,1118
$H_2O$	167419,1740	151947,8521	517728,8440
$SiO_2$	18977,7877	0	18977,7877
<i>Ethanol</i>	29999,4556	20125,2789	9874,1767
Subtotal		172073,1310	55455,3497
<b>Total</b>	<b>224369,1060</b>	<b>224369,1060</b>	

## Evaporator Efek-II

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<14>	<15>	<16>
<i>Glucose</i>	1804,2982	0	1804,2982
<i>Sucrose</i>	1117,9805	0	1117,9805
<i>Fructose</i>	1804,2982	0	1804,2982
$H_2SO_4$	3246,1118	0	3246,1118
$H_2O$	319367,0261	151947,8521	167419,1740
$SiO_2$	18977,7877	0	18977,7877
<i>Ethanol</i>	50124,7344	20125,2789	29999,4556
Subtotal		172073,1310	224369,1060
<b>Total</b>	<b>396442,2370</b>	<b>396442,2370</b>	



## Evaporator Efek-III

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<12>	<13>	<14>
<i>Glucose</i>	1804,2982	0	1804,2982
<i>Sucrose</i>	1117,9805	0	1117,9805
<i>Fructose</i>	1804,2982	0	1804,2982
$H_2SO_4$	3246,1118	0	3246,1118
$H_2O$	471314,8782	151947,8521	319367,0261
$SiO_2$	18977,7877	0	18977,7877
<i>Ethanol</i>	70250,0133	20125,2789	50124,7344
Subtotal		172073,1310	396442,2370
<b>Total</b>	<b>568515,3679</b>	<b>568515,3679</b>	

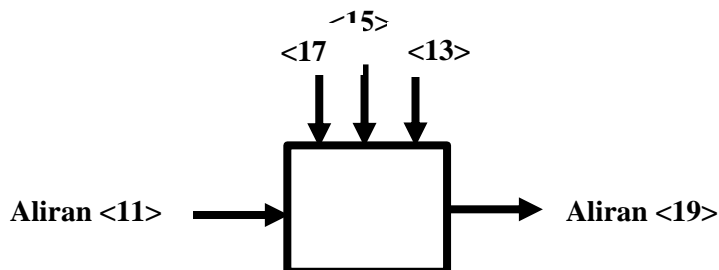
## Evaporator Efek-IV

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<10>	<11>	<12>
<i>Glucose</i>	1804,2982	0	1804,2982
<i>Sucrose</i>	1117,9805	0	1117,9805
<i>Fructose</i>	1804,2982	0	1804,2982
$H_2SO_4$	3246,1118	0	3246,1118
$H_2O$	623262,7303	151947,8521	471314,8782
$SiO_2$	18977,7877	0	18977,7877
<i>Ethanol</i>	90375,2922	20125,2789	70250,0133
Subtotal		172073,1310	568515,3679
<b>Total</b>	<b>740588,4989</b>	<b>740588,4989</b>	



### 5. Tangki Penampung *liquid ethanol-air*

Fungsi : tempat menampung *liquid ethanol-air* dari proses evaporasi sebelum menuju Distilasi



Tabel III.6 Neraca massa tangki penampung ethanol-air

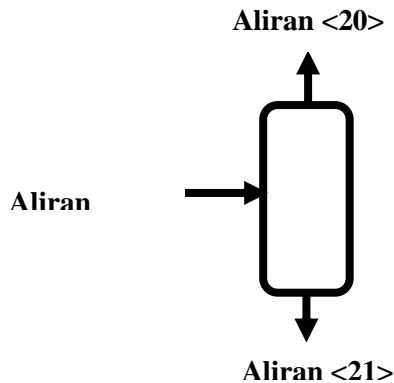
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
<b><i>Ethanol-air</i> &lt;IV&gt;</b>	<b>&lt;11&gt;</b>	<b><i>Ethanol-air</i></b>	<b>&lt;19&gt;</b>
<i>Ethanol</i>	20125,2789	<i>Ethanol</i>	80501,1154
Air	151947,8521	Air	607791,4084
Subtotal	172073,1310		
<b><i>Ethanol-air</i> &lt;III&gt;</b>	<b>&lt;13&gt;</b>		
<i>Ethanol</i>	20125,2789		
Air	151947,8521		
Subtotal	172073,1310		
<b><i>Ethanol-air</i> &lt;II&gt;</b>	<b>&lt;15&gt;</b>		
<i>Ethanol</i>	20125,2789		
Air	151947,8521		
Subtotal	172073,1310		
<b><i>Ethanol-air</i> &lt;I&gt;</b>	<b>&lt;17&gt;</b>		



<i>Ethanol</i>	20125,2789	
Air	151947,8521	
Subtotal	172073,1310	
<b>Total</b>	<b>688292,5239</b>	<b>Total 688292,5239</b>

### 6. Distilasi (D-320)

Fungsi : untuk memurnikan campuran *ethanol*-air dan meningkatkan konsentrasi dari *ethanol*



**Tabel III.7** Neraca massa distilasi

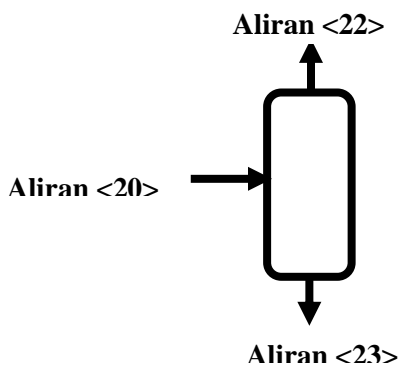
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
<i>Feed</i>	<19>		<20>
<i>Ethanol</i>	80501,1154	<i>Ethanol</i>	79696,1043
Air	607791,4084	Air	6077,9141
		Subtotal	85774,0184
			<21>
		<i>Ethanol</i>	805,0112



		Air	601713,4943
		Subtotal	602518,5055
<b>Total</b>	<b>688292,5239</b>	<b>Total</b>	<b>688292,5239</b>

## 7. Dehidrasi Adsorpsi

Fungsi : untuk mengikat air yang terkandung dalam campuran *ethanol*-air dengan kemurnian *ethanol* mencapai 99,5%



**Tabel III.8** Neraca masa dehidrasi adsorpsi

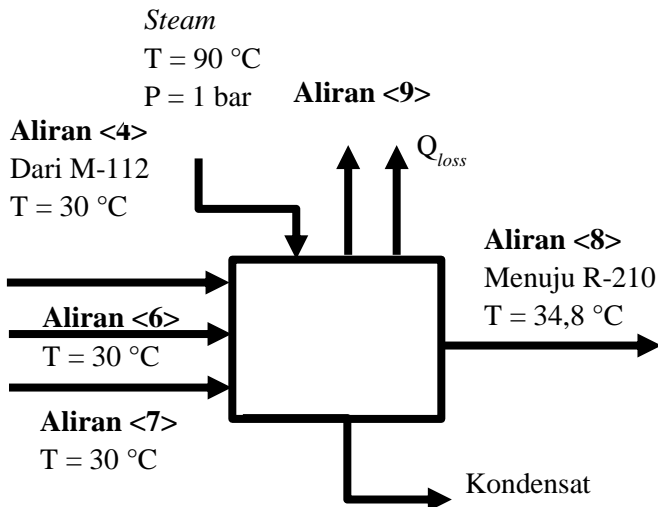
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
	<20>		<22>
<i>Ethanol</i>	79696,1043	<i>Ethanol</i>	79696,1043
Air	6077,9141	Air	303,8957
		Subtotal	<b>80000</b>
			<23>
		Air	5774,0184
<b>Total</b>	<b>85774,0184</b>	<b>Total</b>	<b>85774,0184</b>

## BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas	:	24000	bioetanol/tahun
	:	80	ton bioetanol/hari
	:	80000	kg bioetanol/hari
Operasi	:	300	hari/tahun
Satuan Panas	:	kkal	
Basis waktu	:	1	hari
Suhu Referensi	:	25 °C	= 298 K

### 1. Tangki Propagasi (R-110)

Fungsi : untuk perkembangbiakan *yeast*, sebelum *yeast* masuk dalam tangki fermentor untuk tahap fermentasi

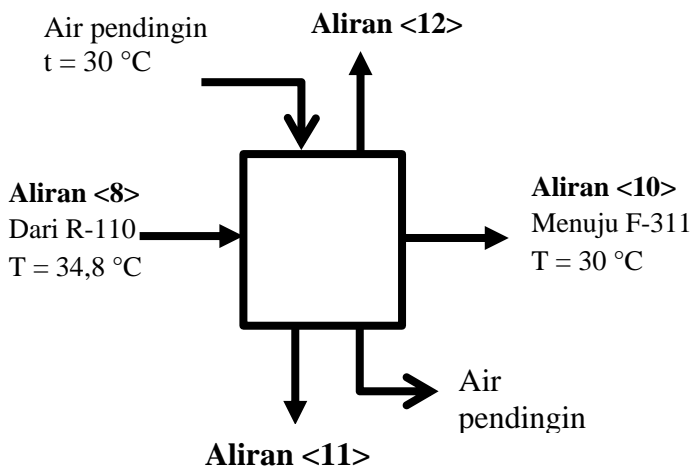


**Tabel IV.1** Neraca panas tangki propagasi

Masuk		Keluar	
H <sub>4</sub>	14708646.9135	H <sub>8</sub>	20879270.3981
H <sub>6</sub>	14378.1550	H <sub>9</sub>	952438.0578
H <sub>7</sub>	419118.0240	Q <sub>loss</sub>	352082.3875
Q <sub>supply</sub>	7041647.751		
<b>Total</b>	<b>22183790.8435</b>	<b>Total</b>	<b>22183790.8435</b>

## 2 Tangki Fermentor (R-210)

Fungsi : untuk mengubah  $C_6H_{12}O_6$  menjadi  $C_2H_5OH$



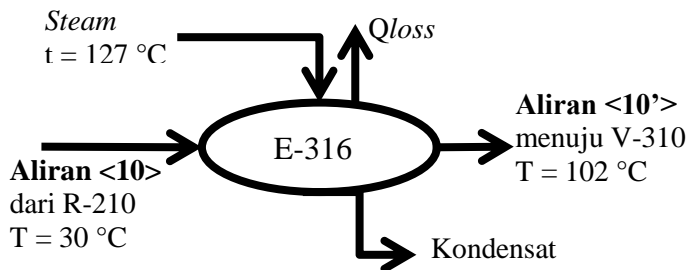


**Tabel IV.2** Neraca panas tangki fermentor

Masuk		Keluar	
H <sub>5</sub>	246844761.8474	H <sub>10</sub>	64834288.6107
		H <sub>11</sub>	2821688.4386
		H <sub>12</sub>	826895.9420
		Qserap	178361888.8560
<b>Total</b>	<b>246844761.8474</b>	<b>Total</b>	<b>246844761.8474</b>

**3. Heat Exchanger E-316**

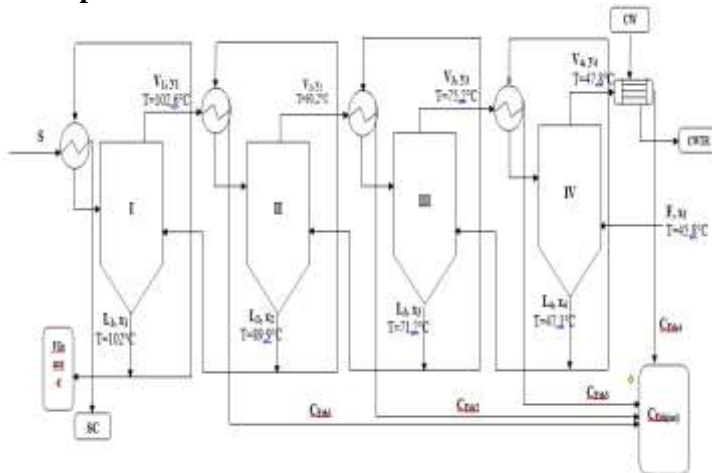
Fungsi : untuk memanaskan *Molase Broth* sebelum dialirkan menuju evaporator, mengubah fase dari *liquid* menjadi *vapor*

**Tabel IV.3** Neraca panas *heat exchanger* E-316

Masuk		Keluar	
H <sub>10</sub>	64834288.6107	H <sub>10'</sub>	270851177.5352
Q <sub>supply</sub>	216859883.1	Q <sub>loss</sub>	10842994.15
<b>Total</b>	<b>281694171.6891</b>	<b>Total</b>	<b>281694171.6891</b>



#### 4. Evaporator



**Tabel IV.4** Neraca panas evaporator I

Neraca Masuk

Komponen	Massa (kg)	CpΔT	Q=m.Cp.ΔT
Glucose	1804.2982	6292.95795	11354372.72
Sucrose	1117.9805	11480.7837	12835292.64
Fructose	1804.2982	6182.16424	11154467.83
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3246.1118	2.9501	9576.376248
H <sub>2</sub> O	167419.1740	1174.7412	196674206.3
SiO <sub>2</sub>	18977.7877	710.1797	13477638.7
Ethanol	29999.4556	1353.1084	40592516.48
Jumlah	224369.1060		286098071.1
		λ <sub>s1</sub> (kkal/kg)	
Steam	45414860.57	525.73547	23876203068
Jumlah	45414860.57		23876203068
<b>Total</b>			<b>24162301139</b>



## Neraca Keluar

Komponen	Massa (kg)	CpΔT	Q=m.Cp.ΔT
<i>Glucose</i>	1804.2982	7489.77818	13513793.3
<i>Sucrose</i>	1117.9805	13664.2457	15276360.56
<i>Fructose</i>	1804.2982	7357.91327	13275869.69
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3246.1118	3.5286	11454.34889
H <sub>2</sub> O	517728.8440	1399.7569	724694517.6
SiO <sub>2</sub>	18977.7877	710.1797	13477638.7
<i>Ethanol</i>	9874.1767	1987.7860	19627750.15
Jumlah	554553.4971		799877384.4
		H <sub>1</sub> (kkal/kg)	
<i>Ethanol-air</i>	172073.131	640.397791	110195253
Jumlah	172073.131		110195253
<b>Total</b>			<b>910072637.4</b>

Tabel IV.5 Neraca panas evaporator II

## Neraca Masuk

Komponen	Massa (kg)	CpΔT	Q=m.Cp.ΔT
<i>Glucose</i>	1804.2982	4459.12051	8045583.123
<i>Sucrose</i>	1117.9805	8135.15657	9094946.624
<i>Fructose</i>	1804.2982	4380.61331	7903932.726
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3246.1118	2.0745	6733.991336
H <sub>2</sub> O	319367.0261	831.4235	265529250.9
SiO <sub>2</sub>	18977.7877	503.2767	9551078.197
<i>Ethanol</i>	50124.7344	1353.1084	67824201.12
Jumlah	396442.2370		367955726.7
		λ <sub>s2</sub> (kkal/kg)	



<i>Ethanol-air</i> (I)	172073.131	538.1085	92594014.39
Jumlah	172073.131		92594014.39
<b>Total</b>			<b>460549741.1</b>

## Neraca Keluar

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>CpΔT</b>	<b>Q=m.Cp.ΔT</b>
<i>Glucose</i>	1804.2982	6292.95795	11354372.72
<i>Sucrose</i>	1117.9805	11480.7837	12835292.64
<i>Fructose</i>	1804.2982	6182.16424	11154467.83
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3246.1118	2.95010671	9576.376248
H <sub>2</sub> O	167419.1740	1174.74123	196674206.3
SiO <sub>2</sub>	18977.7877	710.179656	13477638.7
<i>Ethanol</i>	29999.4556	1353.10844	40592516.48
Jumlah	224369.1060		286098071.1
		H <sub>2</sub> (kkal/kg)	
<i>Ethanol-air</i>	172073.131	635.958055	23876203068
Jumlah	172073.131		23876203068
<b>Total</b>			<b>24162301139</b>

**Tabel IV.6** Neraca panas evaporator III

## Neraca Masuk

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>CpΔT</b>	<b>Q=m.Cp.ΔT</b>
<i>Glucose</i>	1804.2982	2133.0425	3848644.74
<i>Sucrose</i>	1117.9805	3891.49264	4350612.996
<i>Fructose</i>	1804.2982	2095.48819	3780885.568
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3246.1118	0.9827	3189.85499
H <sub>2</sub> O	471314.8782	397.6158	187402223.2
SiO <sub>2</sub>	18977.7877	240.7816	4569502.678



## BAB IV Neraca Panas

<i>Ethanol</i>	70250.0133	617.2943	43364931.42
Jumlah	568515.3679		247319990.4
		$\lambda_{S3}$ (kkal/kg)	
<i>Ethanol-air</i>	172073.131	545.7326	93905917.15
Jumlah	172073.131		93905917.15
<b>Total</b>			<b>341225907.6</b>

## Neraca keluar

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Cp<math>\Delta</math>T</b>	<b>Q=m.Cp.<math>\Delta</math>T</b>
<i>Glucose</i>	1804.2982	4459.12051	8045583.123
<i>Sucrose</i>	1117.9805	8135.15657	9094946.624
<i>Fructose</i>	1804.2982	4380.61331	7903932.726
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3246.1118	2.07447917	6733.991336
H <sub>2</sub> O	319367.0261	831.423501	265529250.9
SiO <sub>2</sub>	18977.7877	503.276692	9551078.197
<i>Ethanol</i>	50124.7344	1353.10844	67824201.12
Jumlah	396442.2370		367955726.7
		H <sub>3</sub> (kkal/kg)	
<i>Ethanol-air</i>	172073.131	632.156232	92594014.39
Jumlah	172073.131		92594014.39
<b>Total</b>			<b>460549741.1</b>

**Tabel IV.7** Neraca panas evaporator IV

## Neraca Masuk

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Cp<math>\Delta</math>T</b>	<b>Q=m.Cp.<math>\Delta</math>T</b>
<i>Glucose</i>	1804.2982	2007.56941	3622253.873
<i>Sucrose</i>	1117.9805	3662.58131	4094694.584
<i>Fructose</i>	1804.2982	1972.22418	3558480.535



H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3246.1118	0.9244	3000.623167
H <sub>2</sub> O	623262.7303	374.2397	233249650.8
SiO <sub>2</sub>	18977.7877	226.6201	4300747.544
<i>Ethanol</i>	90375.2922	579.5667	52378514
Jumlah	740588.4989		301207341.9
		$\lambda_{s4}$ (kkal/kg)	
<i>Ethanol-air</i>	172073.131	556.58081	95772602.61
Jumlah	172073.131		95772602.61
<b>Total</b>			<b>396979944.5</b>

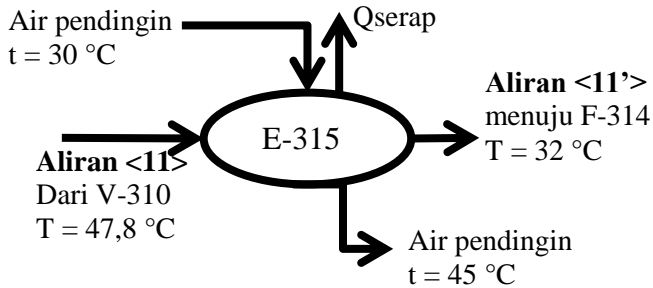
#### Neraca keluar

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>CpΔT</b>	<b>Q=m.Cp.ΔT</b>
<i>Glucose</i>	1804.2982	2133.0425	3848644.74
<i>Sucrose</i>	1117.9805	3891.49264	4350612.996
<i>Fructose</i>	1804.2982	2095.48819	3780885.568
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3246.1118	0.98266947	3189.85499
H <sub>2</sub> O	471314.8782	397.615759	187402223.2
SiO <sub>2</sub>	18977.7877	240.781632	4569502.678
<i>Ethanol</i>	70250.0133	617.294281	43364931.42
Jumlah	568515.3679		247319990.4
		H <sub>4</sub> (kkal/kg)	
<i>Ethanol-air</i>	172073.131	618.923853	93905917.15
Jumlah	172073.131		93905917.15
<b>Total</b>			<b>341225907.6</b>



### 5. Condensor

Fungsi : mengubah fase *vapor ethanol*-air menjadi *liquid ethanol*-air sebelum ditampung dalam tangka penampung

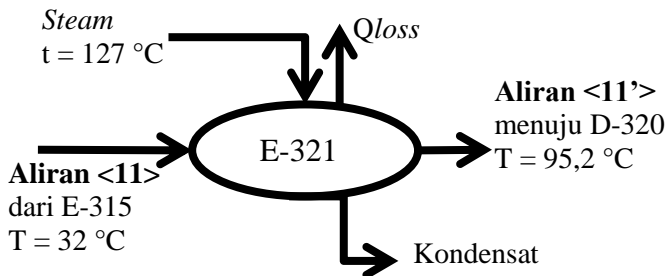


Tabel IV.8 Neraca panas *condenser*

Masuk		Keluar	
$H_{11}$	93329599.5358	$H_{11}'$	53740370.5573
		Qserap	39589228.9785
<b>Total</b>	<b>93329599.5358</b>	<b>Total</b>	<b>93329599.5358</b>

### 6. Heat Exchanger (E-321)

Fungsi : untuk menaikkan suhu bahan dari tangki penampung *ethanol*-air sebelum menuju distilasi

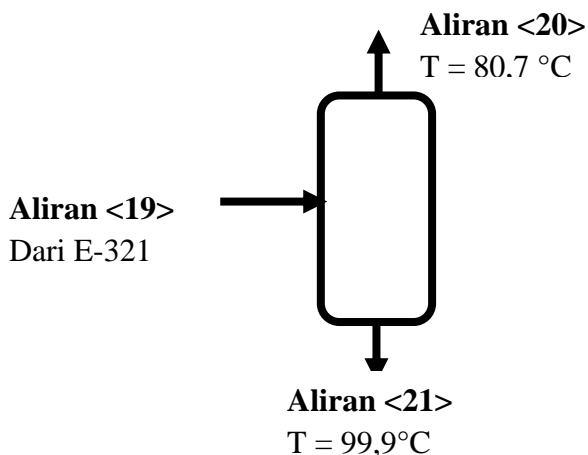


**Tabel IV.9** Neraca panas *heat exchanger* (E-321)

Masuk		Keluar	
$H_{11}$	34814503.6417	$H_{11}'$	222559579.5782
$Q_{supply}$	197626395.7	$Q_{loss}$	9881319.786
<b>Total</b>	<b>232440899.3643</b>	<b>Total</b>	<b>232440899.3643</b>

## 7. Distilasi

Fungsi : untuk memurnikan campuran *ethanol*-air dan meningkatkan konsentrasi dari *ethanol*

**Tabel IV.9** Neraca panas *distilasi*

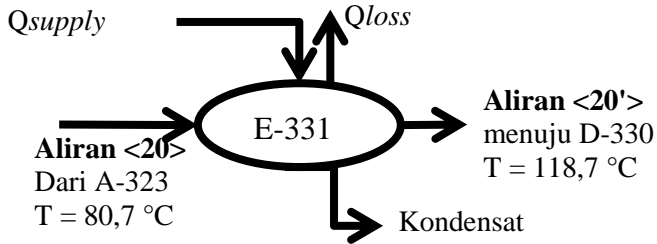
Masuk		Keluar	
$H_{19}$	46513409.8799	$H_{20}$	1694858.4569
$Q_{supply}$	17448311.84	$H_{21}$	45131534.8
		$Q_{serap}$	16262912.8649
		$Q_{loss}$	872415.5919
<b>Total</b>	<b>63961721.7171</b>	<b>Total</b>	<b>63961721.7171</b>





### 8. Heat Exchanger (E-331)

Fungsi : menaikkan suhu bahan sebelum menuju *dehidrasi adsorpsi*

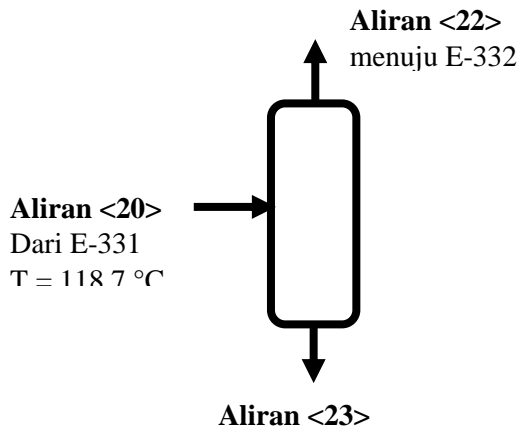


**Tabel IV.10** Neraca panas *heat exchanger* (E-331)

Masuk		Keluar	
H <sub>20</sub>	73378858.4014	H <sub>20</sub> '	127611055.4487
Q <sub>supply</sub>	57086523.21	Q <sub>loss</sub>	2854326.16
<b>Total</b>	<b>130465381.6091</b>	<b>Total</b>	<b>130465381.6091</b>

### 9. Dehidrasi Adsorpsi (D-330)

Fungsi : untuk mengikat air yang terkandung dalam campuran *ethanol-air* dengan kemurnian ethanol mencapai 99.5%

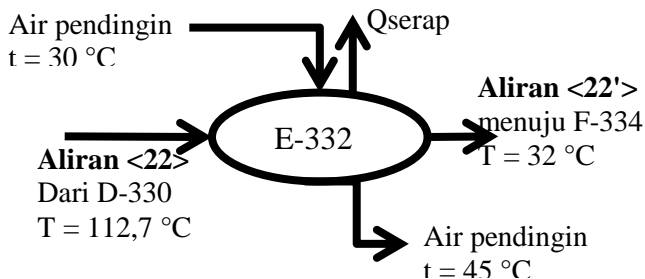


**Tabel IV.11** Neraca panas dehidrasi adsorpsi

Masuk		Keluar	
$\Delta H$ bahan masuk	2942764	$\Delta H$ bahan keluar	2538085
H air pendingin masuk	135051.4	H air pendingin keluar	539730
<b>Total</b>	<b>3077815</b>	<b>Total</b>	<b>3077815</b>

**10. Cooler**

Fungsi : menurunkan suhu bahan setelah keluar dari tangki *dehidrasi*, sebelum ditampung dalam tangki penampung produk bioetanol

**Tabel IV.12** Neraca panas cooler

Masuk		Keluar	
$H_{22}$	114529036.0536	$H_{22}'$	28034239.6499
		Qserap	86494796.4036
<b>Total</b>	<b>114529036.0536</b>	<b>Total</b>	<b>114529036.0536</b>

## **BAB V**

### **SPESIFIKASI ALAT**

#### **1. TANGKI PENYIMPANAN (F-111)**

Nama alat	: tangki penyimpanan molase
Fungsi	: tempat menyimpan bahan baku molase
Jenis	: silinder dengan tutup atas dan bawah flat
Bahan konstruksi	: stainless steel SA-240, Grade A
Jumlah	: 2 unit
ID	: 227,37 in
Tinggi total	: 303,2 in
Tebal tangki	: 7/16 in
Tebal head	: ½ in

#### **2. POMPA MENUJU MIXER (L-113)**

Nama alat	: Pompa
Fungsi	: mengalirkan molase dari tangki molase ke tangki mixer
Type	: rotary pump
Power	: 1,7 Hp
Efisiensi	: 80%

#### **3. MIXER (M-112)**

Nama alat	: Mixer
Fungsi	: tempat dilusi material
Jenis	: tangki berpengaduk tertutup dan alas torrisperical
Bahan konstruksi	: stainless steel SA-240, Grade A
Jumlah	: 1 unit
ID	: 209,45 in
Tinggi total	: 331,63 in



Tebal tangki	: 7/16 in
Tebal head	: 7/16 in
Jenis pengaduk	: <i>sif flat blade turbine</i>
Jumlah baffle	: 6 buah
Efisiensi motor	: 80%

#### 4. TANGKI PROPAGASI (R-110)

Nama alat	: Tangki Propagasi
Fungsi	: tempat mengembangkan yeast sebelum untuk fermentasi
Jenis	: reaktor terbuka dengan alat torrisperical
Bahan konstruksi	: stainless steel SA-240, Grade A
Jumlah	: 2 unit
ID	: 209,45 in
Tinggi total	: 296,721 in
Tebal head	: 7/16 in
Tebal tangki	: 7/16 in
Jenis penngaduk	: six flat blade turbine
Jumlah baffle	: 6 buah
Efisiensi motor	: 80%
Daya motor	: 61 Hp
ID jaket	: 210,14 in
Tinggi jaket	: 261,81 in
Asumsi jarak jaket	: 5 in
OD jaket	: 220,14 in
Luas area pendingin	: 23,44 ft <sup>2</sup>

#### 5. FERMENTOR (R-210)

Nama alat	: Tangki Fermentor
Fungsi	: tempat berlangsungnya proses fermentasi proses molase menjadi alkohol



Jenis	: reaktor berpengaduk tertutup dan alas terrispherical
Bahan konstruksi	: stainless steel SA-240, Grade A
Jumlah	: 2 unit
ID	: 381,76 in
Tinggi total	: 604 in
Tebal tangki	: $\frac{3}{4}$ in
Tebal head	: $\frac{5}{8}$ in
Jenis pengaduk	: <i>six flat blade turbine</i>
Jumlah baffle	: 6 buah
Efisiensi motor	: 80%
Daya motor	: 11 Hp
ID jaket	: 382,88 in
Tinggi jaket	: 477,19 in
Asumsi jarak jaket	: 5 in
OD jaket	: 392,8791 in
Luas area pendingin	: 19,04 ft <sup>2</sup>

## 6. EVAPORATOR (V-310)

- Efek I
  - Diameter centerwall : 0,733 m
  - Diameter evaporator : 3 m
  - Tinggi shell : 9,144 m
  - Tebal shell :  $\frac{3}{16}$  in
  - Tebal tutup : 1 in
- Efek II
  - Diameter centerwall : 0,53 m
  - Diameter evaporator : 3 m
  - Tinggi shell : 9,144 m
  - Tebal shell :  $\frac{1}{4}$  in



Tebal tutup : 7/16 in

- Efek III

Diameter centerwall : 0,367 m

Diameter evaporator : 1,47 m

Tinggi shell : 9,144 m

Tebal shell : 3/16 in

Tebal tutup : 3/16 in

- Efek IV

Diameter centerwall : 0,749 m

Diameter evaporator : 3 m

Tinggi shell : 9,144 m

Tebal shell : 3/16 in

Tebal tutup : 5/8 in

## 7. UNIT DEHIDRASI ZEOLIT (D-330)

Nama alat : Dehidrasi zeolit

Jenis : molecular sieve zeolite

Diameter porir-pori : 2 angstrong

Jenis kolom adsorber : fixed bed adsorber

Bahan konstruksi : carbon steel SA-283 Grade A

Tinggi kolom : 160, 115 in

Tebal kolom : 0,3 in

Tebal kolom : 1/4 in

Tebal head : 5/16 in

## 8. REBOILER (E-335)

Nama alat : Reboiler

Fungsi : mendidihkan kembali liquida dari kolom distilasi



Jenis	: <i>shell and tube (1-6 HE)</i>
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Luas area	: 387,464 ft <sup>2</sup>
Tube	:
- OD, BWG	: 1 in, 14 BWG
- ID	: 0,834 in
- <i>Length</i>	: 20 ft
- Jumlah tube	: 74
- <i>Pitch</i>	: 1,5 in triangular
- $\Delta P$ tube	: 0,03 psi
<i>Shell</i>	:
- ID	: 15,25 in
- <i>Fouling factor</i>	: 0,005217437 jam.ft <sup>2</sup> .F/Btu

## 9. DISTILASI

Fungsi	: memisahkan etanol dari campuran etanol air
Jenis kolom	: tray distillation column
Jenis tray	: perforated (sieve tray)
Jumlah tray	: 29 tray
Diameter kolom	: 8 ft
Tray spacing	: 2 ft
Active spacing	: 45,24857 sq.ft
Area of holes	: 4,524857 sq.ft
Area downcomer	: 5,027619 sq.ft
Desai vessel	:
- Tipe vessel	: Tall vertical vessel
- Bahan konstruksi	: carbon steel SA 283 Grade A
- Tebal shell	: 0,178 in



- Tinggi shell : 61,087 ft
- Tipe head : torispherical dishead head
- Tebal head : 0,125 in
- Tinggi head : 18,526 in

## 10. AKUMULATOR

Fungsi : menampung hasil keluaran kondensro kolom distilasi

Jenis : hirozontal torispherical head vessel

Bahan konstruksi : stainless steel AISI-304

Kapasitas : 738382,8277 in<sup>3</sup>

Dimensi

Panjang : 115,55 in

Shell

OD : 61 in

ID : 60,65 in

Tebal : 0,1875 in

Head

OD : 61 in

ID : 60,65 in

Tebal : 0,1875 in

Tinggi : 12,286 in



## **BAB VI UTILITAS**

Utilitas merupakan sarana penunjang agar suatu proses produksi dapat berjalan dengan lancar dengan standar yang telah ditentukan. Utilitas di dalam pabrik bioetanol ini meliputi :

1. Kebutuhan Air
2. Kebutuhan *Steam*
3. Kebutuhan tenaga Listrik

### **VI.1 Unit Penyediaan Air, *Steam*, dan Listrik**

#### **VI.1.1 Unit Penyediaan Air**

##### **1. Air Sanitasi**

Air sanitasi dalam suatu pabrik dipakai untuk keperluan laboratorium, karyawan (minum), memasak, mencuci, dan mandi. Berdasarkan Peraturan Menteri Kesehatan Republik Indonesia No. 416/MENKES/PER/IX/1990 air sanitasi harus memenuhi syarat kualitas air bersih yang meliputi :

##### **a. Syarat Fisik**

- Tidak berbau
- Kadar maksimum TDS 1500 mg/l
- Kekeruhan 25 skala NTU
- Tidak berasa
- Suhu udara  $\pm 3^{\circ}\text{C}$
- Kadar maksimum warna yang diperbolehkan 50 skala TCU

##### **b. Syarat Kimia**

- Kadar maksimum Air raksa 0,001 mg/l
- Kadar maksimum Arsen 0,05 mg/l
- Kadar maksimum Besi 1 mg/l
- Kadar maksimum kadmium 0,05 mg/l
- Kesadahan 500 mg/l
- Kadar maksimum kromium, valensi 6 : 0,05 mg/l
- Kadar maksimum mangan 0,5 mg/l
- Kadar maksimum nitrat sebagai N : 0,5 mg/l



- Kadar maksimum nitrit sebagai N : 10 mg/l
- pH : 6,5-9
- Kadar maksimum selenium 0,01 mg/l
- Kadar maksimum seng 15 mg/l
- Kadar maksimum sianida 0,1 mg/l
- Kadar maksimum sulfat 400 mg/l
- Kadar maksimum timbal 0,05 mg/l

**c. Syarat Biologi**

- Tidak menandung kuman atau bakteri terutama bakteri pathogen
- Bakteri *Echerichia Coli* kurang dari 1/100 ml
- Untuk air sanitasi ditambahkan kaporit  $[Ca(Cl)_2]$  atau disinfektan

**2. Air Proses**

Air proses adalah air yang digunakan dalam proses pabrik bioetanol, misalnya untuk dilusi material, untuk pengenceran ammonium sulfat, dll. hal-hal yang perlu diperhatikan dalam penyediaan air proses adalah keasaman (pH 6,5-8,5), alkalinitas, kekeruhan, warna, kadar amoniak, dan kesadahan.

**3. Air Umpan Boiler**

Air umpan boiler adalah air yang akan menjadi fase uap di dalam boiler, dimana telah mengalami perlakuan khusus antara lain penjernihan dan pelunakan, walaupun air terlihat bening atau jernih, namun pada umumnya masih mengandung arutan garam dan asam yang dapat merusak peralatan boiler. Air umpan boiler harus memenuhi persyaratan sebagai berikut :

1. pH = 8,5-9,5
2. Hardeness = 1 ppm sebagai  $CaCO_3$
3.  $O_2$  terlarut = 0,02 ppm
4.  $CO_2$  terlarut = 25 ppm
5.  $Fe^{3+}$  = 0,05 ppm
6.  $SiO_2$  = 0,1 ppm
7.  $Cl_2$  = 4,2 ppm



Hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler yaitu :

- Zat penyebab korosi

Korosi di dalam ketel disebabkan air pengisi ketel mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti oksigen, karbondioksida,  $H_2$  atau  $NH_3$ . Oksigen dan  $CO_2$  masuk dalam air karena aerasi atau pun kotak yang terjadi dalam atmosfer.

- Zat penyebab “*scale foaming*”

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

- Zat penyebab “*foaming*”

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan biasanya menyebabkan “*foam*” (busa) pada boiler, karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat yang tidak terlarut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalinitas tinggi.

#### 4. Air Pendingin

- Tugas unit penyediaan air pendingin adalah :

Menyediakan air pendingin yang memenuhi syarat - syarat sebagai air pendingin untuk keperluan operasional pada heat exchanger. Alat yang digunakan adalah *cooling tower*.

- Proses pada *cooling water unit* adalah :

Air dari sirkulasi masuk ke bagian atas menara pendingin kemudian jatuh ke basin atas melalui distributor dan slacing up (cawan percik) dalam bentuk butiran hujan. Dari basin, air dingin di pompa ke *power generation* untuk mendinginkan mesin-mesin di *power generation*.

Setelah keluar dari *power generation* kembali inlet disemprotkan lewat *deck* bagian atas yang mempunyai *nozzle* dan kayu distributor serta didinginkan dengan *fan*, airnya masuk ke basin lagi. Tekanan pada *cooling tower* adalah  $6 \text{ kg/m}^3$  dan suhu masuk  $41^\circ\text{C}$  dan suhu keluar  $31^\circ\text{C}$ .

Di dalam air pendingin diberi bahan-bahan kimia sehingga air memenuhi syarat untuk proses. Bahan kimia tersebut adalah:

- a) Kurizet : sebagai *scale inhibitor* dan *initial treatment*



- b) Polycin : sebagai slime cide
- c) Sulphuric Acid ( $H_2SO_4$ ) : untuk mengatur pH
- A. Syarat kualitas cooling water :
  - o Tidak menimbulkan kerak
  - o Tidak menimbulkan korosi
  - o Meminimize / mengendalikan laju pertumbuhan bakteri
- B. Syarat cooling water :
  - o pH : 7.3 – 7.8
  - o Conductivity : < 3000 Mhos/cm
  - o Ca – H : 400 – 600
  - o  $SiO_2$  : < 150 ppm
  - o Free Chlorine : 0.2 – 0.5 ppm
  - o  $PO_4$  : 5.0 – 7.0 ppm

### VI.1.2 Unit Penyediaan Steam

Unit penyediaan uap pada utilitas pabrik Bioetanol mempunyai 1 buah boiler dengan kapasitas 10 ton/jam. Unit penyediaan steam di pabrik Bioetanol terdiri dari :

Pembangkit Steam :

- Boiler

Sarana Perlengkapan Boiler :

- Pompa BFW
- Deaerator
- Demin Water
- Pompa Injeksi Chemical
- Steam Header

Air yang akan diumpankan kedalam boiler harus memenuhi spesifikasi tertentu. Parameter yang harus diawasi dari analisa air boiler adalah sebagai berikut :

**Tabel VI.3 Rekomendasi Batas Air Boiler**

Faktor	Hingga 20 $kg/cm^2$	21-39 $kg/cm^2$	40-59 $kg/cm^2$
<b>TDS, ppm</b>	3000-3500	1500-2500	500-1500
<b>Total padatan besi terlarut,</b>	500	200	150



ppm			
Konduktivitas listrik spesifik pada 25° C (mho)	1000	400	300
Residu fosfat, ppm	20-40	20-40	15-25
pH pada 25 ° C	10-10,5	10-10,5	9,8-10,2
Silika (maks.), ppm	25	15	10

Tabel VI.4 Rekomendasi Batas Air Umpan

Faktor	Hingga 20 kg/cm <sup>2</sup>	21-39 kg/cm <sup>2</sup>	40-59 kg/cm <sup>2</sup>
Total besi (maks.), ppm	0,05	0,02	0,01
Total tembaga (maks.), ppm	0,01	0,01	0,01
Total silika (maks.), ppm	1,0	0,3	0,1
Oksigen (maks.)ppm	0,02	0,02	0,01
Residu hidrasin, ppm	-	-	-0,02-0,04
pH pada 25 ° C	8,8-9,2	8,8-9,2	8,2-9,2
Kesadahan, ppm	1	0,5	-

(www.energyefficiencyasia.org)

- Proses pada unit penyediaan *steam* :

Air demin dipompa ke Deaerator, untuk menghilangkan oksigennya dengan cara *stripping* menggunakan *steam* dan penginjeksi chemical hydrazine ke dalam deaerator. Selanjutnya dipompa masuk ke dalam drum atas Boiler. Phosphat dan amine diinjeksikan kedalam drum atas boiler. Air didalam tube boiler

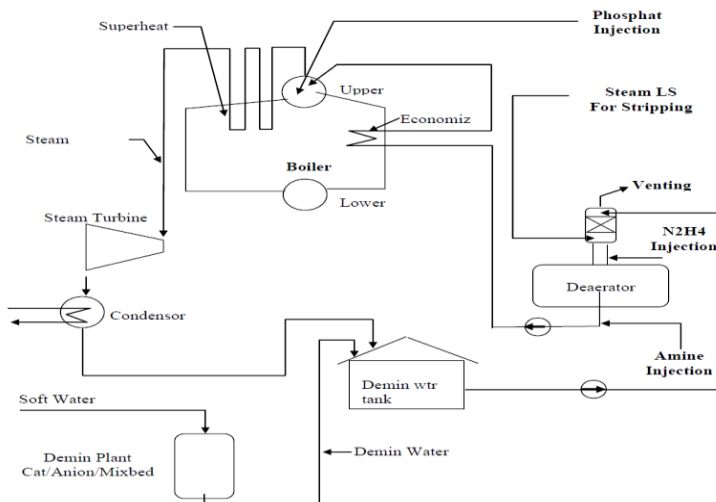


(tipe pipa air ) dipanasi, sehingga terbentuklah Steam/uap. Uap yang terbentuk ditampung di header, kemudian didistribusikan ke konsumen sesuai kebutuhan.

- Karakteristik *steam* :

*Steam* yang dihasilkan oleh system boiler pada pabrik Bioetanol termasuk *steam* bertekanan rendah. Produk *steam* berupa *saturated steam* bertekanan  $10 \text{ kg/cm}^2$  dan temperatur  $150^\circ\text{C}$ .

Berikut merupakan skema sistem pada unit penyediaan *steam* :



**Gambar VI.1** Proses pada Unit Penyediaan Steam

### VI.1.3 Unit Penyediaan Listrik

Listrik berfungsi sebagai alat penggerak dari berbagai peralatan proses produksi dan sebagai penerangan. Kebutuhan listrik di pabrik bioetanol dari molase ini diperoleh dari PLN dan generator pabrik, yang bertujuan agar dapat pabrik dapat berjalan kontinu meskipun ada gangguan dari PLN.

Kebutuhan listrik untuk penerangan pabrik dapat dihitung berdasarkan kuat penerangan untuk masing - masing ruangan atau halaman disekitar pabrik yang memerlukan penerangan.



Kebutuhan listrik dalam pabrik sebesar 1.350 kW. Apabila ditetapkan faktor keamanan sebesar 10% maka,

**Kebutuhan listrik total**

$$= 1.350 \text{ kW} + (10\% \times 1.350)$$

$$= 1.485 \text{ kW.}$$

Direncanakan pemenuhan kebutuhan listrik berasal dari PLN 100% dan unit generator digunakan sebagai emergensi jika *supply* listrik dari PLN mati, sehingga kapasitas generator = 1.485 kW. Apabila efisiensi dianggap sebesar 80%, maka kapasitas total generator,

$$W = \frac{1.485}{0,8}$$
$$= 1.856,25 \text{ kW}$$

## VI.2 Unit Pengolahan Air pada Pabrik Bioetanol

Tahapan proses pengolahan air di Bioetanol meliputi :

**a. Penghisapan**

Tahap ini menggunakan penghisapan yang dilengkapi dengan pompa vakum untuk mengalirkan air dari sungai ke stasiun pemompa air. Pemakaian sistem ini disebabkan ketinggian permukaan air tidak tetap. Pada tahap ini diinjeksikan gas *chlorine* yang berfungsi untuk membunuh bakteri.

**b. Penyaringan**

Tahap ini menggunakan *coarse* and *fine screen* yang berfungsi untuk menyaring kotoran sungai berukuran besar yang terpompa.

**c. Pengendapan**

Pengendapan dilakukan secara gravitasi dengan memakai settling pit untuk mengendapkan partikel-partikel yang tersuspensi dalam air. Faktor yang mempengaruhi proses ini antara lain adalah laju alir dan waktu tinggal.

**d. Flokulasi dan Koagulasi**

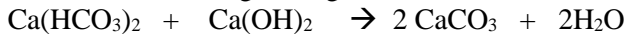
Tahap ini bertujuan untuk mengendapkan suspensi partikel

---

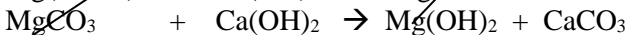


koloid yang tidak terendapkan karena ukurannya sangat kecil dan muatan listrik pada permukaan partikel yang menimbulkan gaya tolak menolak antara partikel koloid. Untuk mengatasi masalah tersebut air dialirkan menuju tangki koagulasi dengan pengadukan cepat dan dilakukan penambahan koagulan berupa larutan kapur yang dapat memecahkan kestabilan yang ditimbulkan oleh muatan listrik tersebut. Kemudian, air dari tangki koagulasi dialirkan secara over flow kedalam tangki flokulasi dengan pengadukan lambat dan dilakukan penambahan flokulan berupa polyelektrolit. Partikel-partikel koloid yang tidak stabil akan saling berkaitan sehingga terbentuk flok dengan ukuran besar dan mudah terendapkan. Setelah itu, air dari tangki flokulasi dialirkan secara overflow kedalam clarifier.

Berikut reaksi kimia di tangki koagulasi :



Kapur mengubah Ca bikarbonat yang larut dalam air menjadi Ca karbonat yang tidak larut dalam air (mengendap).



#### e. Clarifier

Tahap ini dilakukan dengan memakai alat pulsator untuk mendapatkan flok yang terbentuk pada proses flokulasi dan koagulasi pada zona-zona pengendapan di alat tersebut. Air yang bersih masuk ke dalam sand filter sedangkan lumpur atau flok-flok yang terbentuk masuk ke dalam bak penampung lumpur.

#### f. Filtrasi

Tahap ini dilakukan dengan menggunakan saringan pasir silika (*sand filter*) untuk menyaring padatan tersuspensi. Makin banyak partikel padatan tertahan di filter, pressure drop akan semakin besar. Hal ini menyebabkan naiknya level air. Pada batas tertentu filter perlu dibersihkan agar operasi berlangsung normal.

Pembersihan filter dilakukan dengan backwash. Filter ini berisi pasir silika dengan penempatan ukuran yang berbeda-beda





tiap lapisannya. Untuk ukuran 0,2-0,6 mesh diposisikan di lapisan atas, kemudian dilanjutkan dengan pasir yang berukuran 2-3 mesh dan lapisan paling bawah menggunakan *gravel* dengan ukuran sekitar 3-5 mesh.

Keluar dari sand filter air tersebut sudah sesuai spesifikasi yaitu *soft water*. Air dari tahap ini disimpan dalam tangki penampung air bersih yang akan dialirkan menggunakan pompa ke tiga unit, yaitu unit demineralisasi, unit air proses/pendingin, dan unit air sanitasi.

#### g. Demineralizing Plant

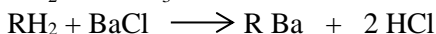
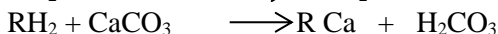
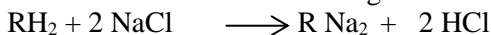
- Tugas unit demineralisasi adalah :

Mengolah *soft water* menjadi *demineralizing water* (*demin water*) yaitu air yang bebas mineral penyebab pengerasan dalam boiler. Mineral yang dimaksudkan adalah mineral seperti ion positif ( $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^{+}$ ) dan ion negatif ( $\text{Cl}^{-}$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{PO}_4^{3-}$  dan lain-lain) yang dapat merusak alat dan mengganggu proses.

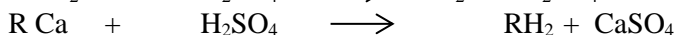
- Proses pada demineralizing plant :

- **Cation Exchanger :**

Air kemudian dimasukan dari atas kedalam cation exchanger. Didalam cation exchanger, garam-garam Na, Ca, Mg, Ba diikat oleh resin kation dengan reaksi sebagai berikut:



Kinerja dari kation exchanger berkisar antara 16 jam. Daya tangkap ion tergantung dari kemampuan resin yang digunakan yaitu kemampuan menyerap  $\text{Ca}^{2+} > \text{Mg}^{2+} > \text{Na}^{+}$ . Pada kondisi tertentu resin cation tersebut jenuh dan perlu diregenerasi dengan larutan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  sebagai berikut :



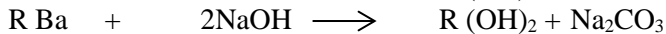
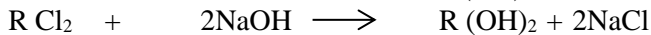
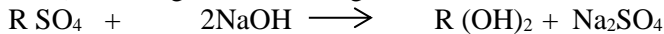


- **Anion Exchanger :**

Dari bagian bawah kation exchanger, air kemudian dipompa masuk ke Anion exchanger. Didalam anion exchanger berisi resin anion yang berfungsi mengikat (mengabsorb) sisa asam dengan reaksi sebagai berikut :



Sama halnya dengan cation exchanger, pada kondisi tertentu anion exchanger akan jenuh. Resin akan menjadi jenuh setelah beroperasi  $\pm$  40 jam dengan indikasi adalah kadar silika lebih dari 0,1 ppm, pH air yang keluar turun, serta konduktivitas turun drastis. Anion yang sudah jenuh perlu diregenerasi dengan larutan Caustic Soda (NaOH) 4% dengan reaksi sebagai berikut :



Spesifikasi air demin :

	<b>pH</b>	<b>Kadar SiO<sub>2</sub></b>	<b>Conductivity</b>
Demin Plant	6 – 8	0,2 ppm max.	2 Mhos max.

Berikut jenis resin yang digunakan :

- Cation resin : R H<sub>2</sub>

\* Castel - C – 300

\* Diaion - SK 1 B

\* Dowex - HCRS

\* Lewatit - S 100

- Anion resin : R ( OH )<sub>2</sub>

\* Castel- A 500 P

\* Diaion - PA – 312 - SA – 12A

\* Lewatit - MP 500



### VI.3 Perhitungan Kebutuhan Air

#### VI.3.1 Air Sanitasi

- *Air untuk karyawan*

**Diketahui :**

- Densitas air pada 30 °C = 995,68 Kg / m<sup>3</sup>

(*Geankoplis, C.J., "Transport Processes And Unit Operations", 3<sup>rd</sup> Ed, App. A.2., p.854*).

- Menurut standar WHO kebutuhan air untuk tiap orang adalah 120 kg/jam.

Ditetapkan : jumlah karyawan 150 orang,

Sehingga total air yang dibutuhkan :

$$= (432000 \text{ kg / hari}) / (\text{densitas air})$$

$$= (432000 \text{ kg / hari}) / (995,68 \text{ kg/m}^3)$$

$$= 433.87 \text{ m}^3/\text{hari}$$

#### VI.3.2 Air Pendingin

Kebutuhan untuk air pendingin didapatkan dari *Appendiks B – perhitungan neraca panas*. Air pendingin ini diperlukan pada beberapa alat dibawah ini :

**Tabel VI.1 Kebutuhan Air Pendingin pada Beberapa Alat**

<i>Cooler</i>	10026602,52	kg/hari
<i>Tangki Fermentor</i>	21255403,23	kg/hari
<i>Tangki Dehidrasi</i>	1899,6263	kg/hari
<b>Total</b>	31283905,38	kg/hari

$\rho$  air pada = 995,68 kg/m<sup>3</sup> (*Geankoplis, 2003*)

Kebutuhan total air pendingin adalah sebesar:

$$= \frac{31283905,38 \text{ kg/hari}}{995,68 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 31419,6382 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Untuk menghemat air pendingin, maka dilakukan *recycle* air pendingin sebanyak 90% dari total kebutuhan air pendingin



kembali ke *cooling tower*. Maka air pendingin yang *direcycle* adalah sebesar:

$$= 90\% \times 31419,6382 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 28277,6744 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Jadi, kebutuhan air pendingin yang diambil dari air sungai adalah sebesar 10% dari kebutuhan total air pendingin. Maka:

$$= 0,1 \times 31419,6382 \text{ kg/hari}$$

$$= 3128390,538 \text{ kg/hari}$$

### VI.3.3 Air umpan boiler

Air yang dibutuhkan = *steam* yang dibutuhkan. Berdasarkan perhitungan dari neraca panas, kebutuhan air umpan boiler untuk menghasilkan *steam* pada system pemrosesan ini berasal dari :

<i>Preheater</i> Evaporator	4054567,768 kg/hari
<i>Preheater</i> Propagasi	1899,6263 kg/hari
<i>Preheater</i> Distilasi	2858739,695 kg/hari
<i>Preheater</i> Dehidrasi	2407,1204 kg/hari
<b>Total</b>	<b>6917614,21 kg/hari</b>

$\rho$  air pada = **995,68 kg/m<sup>3</sup>** (*Geankoplis, 2003*)

Sehingga kebutuhan air boiler adalah :

$$= 6917614,21 \text{ kg/hari} : 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$= 6947,6279 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Jadi, kebutuhan air boiler yang diambil dari sungai sebesar 20 % dari kebutuhan total air boiler

- Air make up boiler:

$$= 0,2 \times 6917614,21 \text{ kg/hari}$$

$$= 1383522,842 \text{ kg/hari}$$

### VI.3.4 Air Proses

Dari appendix A neraca massa didapatkan kebutuhan air proses :

**Tabel 6.1** Kebutuhan Air Pendingin pada Beberapa Alat

Tangki <i>Mixer</i>	472634,2193 kg/hari
<b>Total</b>	472634,2193 kg/hari

$\rho$  air pada =  $995,68 \text{ kg/m}^3$  (Geankoplis, 2003)

Kebutuhan total air proses adalah sebesar:

$$= 472634,2193 \text{ kg/hari}$$

$$\frac{472634,2193 \text{ kg/hari}}{995,68 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 474,6848 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Keseluruhan air yang dibutuhkan yang diambil dari sungai (air Make up):

- Air sanitasi = 432000 kg/hari
- Air make up pendingin = 3128390,538 kg/hari
- Air make up boiler = 1383522,842 kg/hari
- Air Proses = 472634,2193 kg/hari

Jadi, keseluruhan air yang dibutuhkan adalah sebesar =  
 $5416547,6 \text{ kg/hari} \approx 5438,4100 \text{ m}^3/\text{hari}$ .



Halaman ini sengaja dikosongkan

## **BAB VII**

### **KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA**

Keselamatan kerja adalah kondisi keselamatan yang bebas dari risiko kecelakaan dan kerusakan dimana kita bekerja yang mencakup tentang kondisi bangunan, kondisi mesin, peralatan keselamatan, dan kondisi pekerja (*Simanjutak, 1994*)

#### **VII.1 Tujuan K3**

Berdasarkan UU No. 1 Tahun 1970 tentang K3 mempunyai tujuan memberikan perlindungan atas keselamatan pekerja, orang lain yang memasuki area kerja, dan sumber-sumber produksi dapat digunakan dengan aman, efektif, dan efisien.

#### **VII.2 Penggunaan Alat Pelindung Diri (APD)**

Menurut Permenakertrans Nomor PER.08/MEN/VII/2010 untuk mengurangi kecelakaan kerja, maka setiap perusahaan harus menyediakan alat pelindung diri (APD) yang harus disesuaikan dengan jenis perusahaannya masing-masing.

Fungsi dan jenis alat pelindung diri (APD) adalah sebagai berikut :

1. Alat pelindung kepala

- Fungsi

Alat pelindung kepala adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan, terantuk, kejatuhan atau terpukul benda tajam atau benda keras yang melayang atau meluncur di udara, terpapar oleh radiasi panas, api, percikan bahan-bahan kimia, jasad renik (mikro organisme) dan suhu yang ekstrim.



- Jenis

Jenis alat pelindung kepala terdiri dari helm pengaman (*safety helmet*), topi atau tudung kepala, penutup atau pengaman rambut, dan lain-lain.

2. Alat pelindung mata dan muka

- Fungsi

Alat pelindung mata dan muka adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi mata dan muka dari paparan bahan kimia berbahaya, paparan partikel-partikel yang melayang di udara dan di badan air, percikan benda-benda kecil, panas, atau uap panas, radiasi gelombang elektromagnetik yang mengion maupun yang tidak mengion, pancaran cahaya, benturan atau pukulan benda keras atau benda tajam.

- Jenis

Jenis alat pelindung mata dan muka terdiri dari kacamata pengaman (*spectacles*), goggles, tameng muka (*face shield*), masker selam, tameng muka dan kacamata pengaman dalam kesatuan (*full face masker*).

3. Alat pelindung telinga

- Fungsi

Alat pelindung telinga adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi alat pendengaran terhadap kebisingan atau tekanan.

- Jenis

Jenis alat pelindung telinga terdiri dari sumbat telinga (*ear plug*) dan penutup telinga (*ear muff*).

4. Alat pelindung tangan

- Fungsi

---





Pelindung tangan (sarung tangan) adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi tangan dan jari-jari tangan dari paparan api, suhu panas, suhu dingin, radiasi elektromagnetik, radiasi mengion, arus listrik, bahan kimia, benturan, pukulan dan tergores, terinfeksi zat patogen (virus, bakteri) dan jasad renik.

- Jenis

Jenis pelindung tangan terdiri dari sarung tangan yang terbuat dari logam, kulit, kain kanvas, kain atau kain berlapis, karet, dan sarung tangan yang tahan bahan kimia.

#### 5. Alat pelindung kaki

- Fungsi

Alat pelindung kaki berfungsi untuk melindungi kaki dari tertimpa atau berbenturan dengan benda-benda berat, tertusuk benda tajam, terkena cairan panas atau dingin, uap panas, terpajan suhu yang ekstrim, terkena bahan kimia berbahaya dan jasad renik, tergelincir.

- Jenis

Jenis Pelindung kaki berupa sepatu keselamatan pada pekerjaan peleburan, pengecoran logam, industri, konstruksi bangunan, pekerjaan yang berpotensi bahaya peledakan, bahaya listrik, tempat kerja yang basah atau licin, bahan kimia dan jasad renik, dan/atau bahaya binatang dan lain-lain.

#### 6. Alat pelindung kaki

- Fungsi

Alat pelindung kaki berfungsi untuk melindungi kaki dari tertimpa atau berbenturan dengan benda-benda berat, tertusuk benda tajam, terkena cairan panas atau dingin, uap panas, terpajan suhu yang ekstrim, terkena bahan kimia berbahaya dan jasad renik, tergelincir.

---



- Jenis

Jenis Pelindung kaki berupa sepatu keselamatan pada pekerjaan peleburan, pengecoran logam, industri, konstruksi bangunan, pekerjaan yang berpotensi bahaya peledakan, bahaya listrik, tempat kerja yang basah atau licin, bahan kimia dan jasad renik, dan/atau bahaya binatang dan lain-lain.

## 7. Pakaian pelindung

- Fungsi

Pakaian pelindung berfungsi untuk melindungi badan sebagian atau seluruh bagian badan dari bahaya temperatur panas atau dingin yang ekstrim, paparan api dan benda-benda panas, percikan bahan-bahan kimia, cairan dan logam panas, uap panas, benturan (*impact*) dengan mesin, peralatan dan bahan, tergores, radiasi, binatang, mikro-organisme patogen dari manusia, binatang, tumbuhan dan lingkungan seperti virus, bakteri dan jamur.

- Jenis

Jenis pakaian pelindung terdiri dari rompi (*Vests*), celemek (*Apron/Coveralls*), Jacket, dan pakaian pelindung yang menutupi sebagian atau seluruh bagian badan.

## 8. Alat pelindung jatuh perorangan

- Fungsi

Alat pelindung jatuh perorangan berfungsi membatasi gerak pekerja agar tidak masuk ke tempat yang mempunyai potensi jatuh atau menjaga pekerja berada pada posisi kerja yang diinginkan dalam keadaan miring maupun tergantung dan menahan serta membatasi pekerja jatuh sehingga tidak membentur lantai dasar.

- Jenis

Jenis alat pelindung jatuh perorangan terdiri dari sabuk

---



pengaman tubuh (*harness*), karabiner, tali koneksi (*lanyard*), tali pengaman (*safety rope*), alat penjepit tali (*rope clamp*), alat penurun (*decender*), alat penahan jatuh bergerak (*mobile fall arrester*), dan lain-lain.

#### 9. Pelampung

- Fungsi

Pelampung berfungsi melindungi pengguna yang bekerja di atas air atau dipermukaan air agar terhindar dari bahaya tenggelam dan atau mengatur keterapungan (*buoyancy*) pengguna agar dapat berada pada posisi tenggelam (*negative buoyant*) atau melayang (*neutral buoyant*) di dalam air.

- Jenis

Jenis pelampung terdiri dari jaket keselamatan (*life jacket*), rompi keselamatan (*life vest*), rompi pengatur keterapungan (*Bouyancy Control Device*).

#### 10. Alat pelindung pernapasan beserta perlengkapannya

- Fungsi

Alat pelindung pernapasan beserta perlengkapannya adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi organ pernapasan dengan cara menyalurkan udara bersih dan sehat dan/atau menyaring cemaran bahan kimia, mikro-organisme, partikel yang berupa debu, kabut (*aerosol*), uap, asap, gas/fume, dan sebagainya.

- Jenis

Jenis alat pelindung pernapasan dan perlengkapannya terdiri dari masker, respirator, katrit, kanister, *Re-breather*, *Airline respirator*, *Continues Air Supply Machine*=*Air Hose Mask Respirator*, tangki selam dan regulator (*Self-Contained Underwater Breathing Apparatus /SCUBA*), *Self-Contained*

---



*Breathing Apparatus (SCBA), dan emergency breathing apparatus.*

### VII. 3 Penggunaan APD di Pabrik Bioetanol

Alat	Pengamanan Alat
Pompa	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Bagian <i>propeller</i> dilengkapi dengan <i>casting</i>.</li> <li>- Bagian <i>kopling</i> (yang menghubungkan <i>propeller</i> dan motor) harus selalu tertutup dan dilengkapi dengan <i>strainer</i> (saringan atau <i>filter</i>) yang digunakan untuk menyaring kotoran agar tidak masuk pompa.</li> <li>- Harus melakukan pengecekan <i>valve</i> secara berkala untuk mencegah timbulnya aliran balik.</li> <li>- Diletakkan pada lantai dasar untuk keselamatan dan untuk kemudahan operator.</li> </ul>
Reactor, Tangki propagasi dan tangka fermentor	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Dilakukan pengecekan berkala untuk menjaga kemungkinan terjadinya kebocoran gas CO<sub>2</sub> (timbulnya gas CO<sub>2</sub> pada proses aerobik dan anaerobik)</li> <li>- Melakukan uji tekanan dan suhu setelah <i>maintenance</i>, untuk mencegah <i>over stressing</i>.</li> <li>- Diberi rambu-rambu peringatan tentang daerah berbahaya disekitarnya.</li> </ul>
<i>Reboiler</i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Diengkapi dengan isolasi</li> <li>- Dilengkapi dengan <i>Pressure Safety Vakve</i> (untuk mengukur tekanan pada boiler)</li> </ul>
Kolom distilasi	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Melakukan uji tekanan dan suhu setelah <i>maintenance</i> kolom distilasi, untuk mencegah <i>over stressing</i>.</li> </ul>



	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Penggunaan tangga bergagang untuk mempermudah dalam pengendalian kolom distilasi</li> <li>- Diberi rambu-rambu peringatan tentang daerah berbahaya, disekitar kolom distilasi.</li> </ul>
Perpipaan	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Pemberian warna merah pada pipa dengan fluida panas, dan warna biru untuk pipa dengan fluida dingin.</li> <li>- Penggunaan <i>fire stop</i> pada semua system pengeluaran untuk mencegah penyebaran api ketika terjadi kebakaran.</li> <li>- Penggunaan isolasi yang baik untuk pipa <i>steam</i> dan pipa panas, sehingga tidak mengakibatkan luka bakar bila disentuh karyawan dan agar mencegah terjadinya kehilangan panas.</li> </ul>
<b>Individu</b>	<b>APD</b>
Reaktor, Tangki propagasi dan tangka fermentor	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Memakai alat pelindung kepala</li> <li>- Memakai alat pelindung mata dan muka</li> <li>- Memakai alat pelindung kaki atau sepatu karet</li> <li>- Memakai alat pelindung tangan atau sarung tangan</li> <li>- Memakai pakaian pelindung</li> </ul>
Distilasi	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Memakai alat pelindung kepala</li> <li>- Memakai alat pelindung mata dan muka</li> <li>- Memakai alat pelindung kaki atau sepatu karet</li> <li>- Memakai alat pelindung tangan atau sarung tangan</li> <li>- Memakai pakaian pelindung</li> <li>- Memakai pelindung jatuh perorangan</li> </ul>
Tangki penyimpanan	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Memakai alat pelindung kepala</li> <li>- Memakai alat pelindung mata dan muka</li> </ul>



	<ul style="list-style-type: none"><li>- Memakai alat pelindung kaki atau sepatu karet</li><li>- Memakai alat pelindung tangan atau sarung tangan</li><li>- Memakai pakaian pelindung</li></ul>
--	--

## **BAB VIII INSTRUMENTASI**

### **VIII.1 Instrumentasi Secara Umum dalam Industri**

Instrumentasi adalah seni dan ilmu pengetahuan dalam penerapan alat ukur dan sistem pengendalian pada suatu obyek untuk tujuan mengetahui harga numerik variable suatu besaran proses dan juga untuk tujuan mengendalikan besaran proses supaya berada dalam batas daerah tertentu atau pada nilai besaran yang diinginkan (*set point*).

Tujuan dari pemasangan alat instrumentasi adalah :

1. Menjaga suatu proses instrumentasi agar dapat tetap aman, yaitu dengan cara :
  - a. Mendeteksi adanya kondisi yang berbahaya sedini mungkin dan membuat tanda-tanda bahaya secara interlock otomatis jika kondisi kritis terjadi.
  - b. Menjaga variabel-variabel proses berbeda pada batas kondisi yang aman.
2. Menjaga jalannya suatu proses produksi agar sesuai dengan yang dihendaki.
3. Menekan biaya produksi serendah mungkin untuk tetap memperhatikan faktor-faktor kimianya atau efisiensi kerja.
4. Menjaga kualitas dari produk agar tetap berada dalam standar yang telah ditetapkan.

Dalam suatu instrumen ada beberapa bagian alat yang pemakaiannya bisa berfungsi sebagai berikut :

- a. Indicator, yaitu bagian instrumen yang berfungsi untuk menunjuk atau pengukuran secara langsung, misalnya level indicator yaitu alat penunjuk ketinggian liquid didalam suatu alat proses.
- b. Recorder, yaitu bagian instrumen yang berfungsi untuk mencatat suatu kondisi proses yang merupakan kelengkapan instrumen tipe penunjuk, misalnya pena pada jarum penunjuk pengukur tekanan.



- c. Controller, bagian instrumen yang berfungsi untuk mengendalikan kondisi proses dan operasi.
- d. Sensor (transducer), bagian instrumen yang berfungsi untuk berkontak langsung dengan objek yang diukur untuk mengubah besaran fisik menjadi besaran listrik.
- e. Sensor Error Detector, bagian instrumen yang berfungsi untuk mengukur kesalahan yang terjadi antara keluaran actual dengan keluaran yang diinginkan.
- f. Penggerak daya (aktuator), bagian instrumen yang berfungsi untuk mengendalikan aliran energi ke sistem yang dikendalikan. Alat ini disebut juga elemen pengendali akhir. Elemen pengeluaran ini harus mampu menggerakkan beban ke suatu harga yang diinginkan.

Alat-alat kontrol yang digunakan secara umum dalam industri antara lain :

- a. Pengatur suhu
  - Temperatur Indicator (TI)

Fungsi : untuk mengetahui temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis temperatur indikator antara lain : termokopel.

- Temperatur Control (TC)

Fungsi : mengendalikan atau mengatur temperatur operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.

- b. Pengatur tekanan
  - Pressure indicator (PI)

Fungsi : untuk mengetahui tekanan operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis pressure indicator antara lain : pressure gauge.

- Pressure controller (PC)

Fungsi : mengendalikan atau mengatur tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.

- c. Pengaturan aliran
  - Flow Controller (FC)

Fungsi : menunjukkan dan mengendalikan laju suatu aliran dalam





suatu peralatan seperti yang telah ditetapkan. Jenis flow controller yaitu controll valve.

d. Pengatur tinggi permukaan

- Level Indicator (LI)

Fungsi : menunjukkan tinggi permukaan fluida pada suatu cairan

- Level Indicator (LIC)

Fungsi : sebagai alat untuk mengetahui ketinggian operasi dan untuk mengendalikan atau mengatur level operasi agar sesuai dengan kondisi yang diinginkan.

### VIII.2 Instrumentasi dalam Pabrik Bioetanol

Berikut ini macam-macam instrumentasi yang digunakan pada pabrik bioetanol :

Alat	Sistem Instrumentasi	Fungsi
1. Tangki Mixer	a. <i>Level Indicator</i> (LI)	a. Mengatur aliran campuran molase, air, dan ammonium sulfat yang menuju ke tangki propagasi dan fermentor
2. Tangki propagasi dan fermentor	a. <i>Temperature Controller</i> (TC)	a. Menunjukkan suhu operasi pada tangki
3. Kolom distilasi	a. <i>Flow Controller</i> b. <i>Pressure Controller</i> c. <i>Temperature Controller</i> d. <i>Level Controller</i>	a. Menunjukkan suhu operasi pada kolom distilasi b. Menunjukkan ketinggian di dalam kolom distilasi c. Mengontrol aliran fluida



4. Evaporator	a. <i>Level Controller</i> (LC) b. <i>Flow Controll</i> (FC)	a. Menunjukkan ketinggian di dalam tangki d. Mengontrol aliran fluida
5. Kolom Adsorpsi	a. <i>Flow Controller</i> b. <i>Temperature Controller</i>	a. Menunjukkan suhu operasi pada kolom distilasi b. Menunjukkan ketinggian di dalam kolom distilasi c. Mengontrol aliran fluida

## **BAB IX**

### **LIMBAH INDUSTRI KIMIA**

Limbah yang dihasilkan dari pabrik bioetanol dari molase ini banyak mengandung zat organik dan memiliki beban polusi yang cukup tinggi apabila langsung dibuang ke perairan. Oleh karena itu perlu dilakukan pengolahan untuk mengurangi jumlah zat organik agar mencapai ketentuan yang berlaku sebelum dibuang ke perairan, guna untuk mencegah pencemaran lingkungan. Selain itu limbah yang dihasilkan juga dimanfaatkan sebagai *by product* yang masih memiliki nilai ekonomi.

#### **IX.1 Sumber dan Karakteristik Limbah**

##### **1. Limbah Padat**

Limbah padat yang dihasilkan berupa lumpur *yeast* yang dihasilkan dari proses fermentasi.

###### **- Fermentor**

<b>Komposisi</b>	<b>Massa (kg)</b>
Biomassa akhir	122493,5697
Lumpur	2380,3817
Subtotal	124873,9514

##### **2. Limbah Gas**

Limbah gas pada pabrik bioetanol ini berupa gas CO<sub>2</sub> yang merupakan hasil samping dari reaksi pada tangki propagasi dan fermentor.

###### **- Fermentor**

<b>Komposisi</b>	<b>Massa (kg)</b>
CO <sub>2</sub>	70489,0981

###### **- Propagasi**

<b>Komposisi</b>	<b>Massa (kg)</b>
Udara	39612,5191
CO <sub>2</sub>	14478,6264
Subtotal	54091,1455



### 3. Limbah Cair

Limbah cair pada pabrik bioetanol ini berupa *vinasse* yang merupakan hasil samping dari reaksi pada fermentor. Air dan etanol yang merupakan *bottom product* dari proses distilasi, serta air dari proses adsorpsi zeolit.

#### - Evaporator

Komposisi	Massa (kg)
Vinasse	127001,5360
Subtotal	127001,5360

#### - Distilasi

Komposisi	Massa (kg)
Ethanol	1473,8630
Air	381255,0336
Subtotal	382728,8966

#### - Dehidrasi zeolit

Komposisi	Massa (kg)
H <sub>2</sub> O	7469,4864

## IX.2 Pengolahan Limbah Industri

### 1. Limbah Padat

Limbah padat yang berupa "*yeast mud*" atau lumpur *yeast* dari proses inokulasi dapat dijadikan sebagai pupuk kompos.

### 2. Limbah Gas

Limbah gas berupa gas CO<sub>2</sub> dapat diolah dengan proses secara fisik. Total limbah gas CO<sub>2</sub> yang dihasilkan dari proses fermentasi di tangki propagasi dan fermentor adalah sebanyak 124580,23436 kg/hari. Dari jumlah yang dihasilkan 70-75% dapat ditangkap dan diolah menjadi produk samping yang memiliki nilai ekonomiyang cukup tinggi. CO<sub>2</sub> yang dihasilkan, dijadikan cair sehingga dapat langsung dijual untuk industri minuman ringan dan digunakan untuk proses pembuatan *dry ice*.



### 3. Limbah Cair

Limbah cair pada produksi bioetanol dari molase ini berasal dari proses evaporasi, distilasi, dan adsorpsi. Pada proses evaporasi limbah cair ini berupa “*vinase*” yang banyak mengandung zat organik didalamnya, selanjutnya *vinase* dapat diolah menjadi biogas. Selanjutnya pada proses distilasi berupa *bottom product* yaitu etanol dan air. Dana pada proses dehidrasi zeolit menghasilkan *by product* ait. Berdasarkan Peraturan Pemerintah Republik Indonesia No. 101 tahun 2014 Tentang Pengolahan Limbah B3, limbah distilasi berupa *bottom product* termasuk limbah B3 sehingga memerlukan penanganan khusus agar tidak mencemari lingkungan. Sehingga untuk pengolahan limbah B3 akan diberikan kepada perusahaan pengelola limbah B3 yang telah memiliki izin pengolahan limbah B3.



Halaman ini sengaja dikosongkan

## **BAB IX**

### **KESIMPULAN**

Pembuatan Bioetanol dari Molase dengan proses fermentasi dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Pabrik Bioetanol ini direncanakan beroperasi secara batch-kontinyu selama 300 hari operasi/tahun dan 24 jam/hari.
2. Kapasitas pabrik ini sebesar 24000 ton/tahun.
3. Bahan baku utama pada pabrik Bioetanol ini terdiri dari molase sebesar 151.555,7321 kg molase/hari
4. Kebutuhan utilitas pada pabrik Bioetanol ini sebagian besar berasal dari air (*water treatment*) yang digunakan untuk :

• Air sanitasi	=	43,2	m <sup>3</sup> /hari
• Air pendingin	=	345,0413	m <sup>3</sup> /hari
• Air umpan boiler	=	1288,4057	m <sup>3</sup> /hari
• Air proses	=	430,3277	m <sup>3</sup> /hari
	=	<hr/> 2106,9747	m <sup>3</sup> /hari

## DAFTAR NOTASI

No	Notasi	Keterangan	Satuan
1	m	massa	kg
2	BM	Berat molekul	g/gmol
3	T	Suhu	°C/°F/K
4	cp	Heat Capacity	kkal/kg°C
5	$\Delta H_f$	Enthalpy pembentukan	kkal/kmol
6	$\Delta H_f$	Enthalpy product	kkal
7	H	Enthalpy	kkal
8	Hv	Enthalpy vapor	kkal/kg
9	HI	Enthalpy liquid	kkal/kg
10	Q	Panas	kkal
11	$\rho$	Densitas	gram/cm <sup>3</sup>
12	$\eta$	Efisiensi	%
13	$\mu$	Viskositas	cP
14	D	Diameter	in
15	H	Tinggi	in
16	P	Tekanan	atm
17	R	Jari-jari	in
18	Ts	Tebal tangki	in
19	c	Faktor Korosi	-
20	E	Efisiensi sambungan	-
21	Th	Tebal head	in
22	$\Sigma F$	Total friksi	-
23	Hc	Sudden contraction	ft.lbf/lbm
24	Ff	Friction loss	ft.lbf/lbm
25	h <sub>ex</sub>	Sudden expansion	ft.lbf/lbm
26	Gc	Gravitasi	lbm.ft/lbf.s <sup>2</sup>
27	A	Luas perpindahan panas	ft <sup>2</sup>
28	A	Area aliran	ft <sup>2</sup>
29	B	Baffle spacing	in
30	f	Faktor friksi	ft <sup>2</sup> /in <sup>2</sup>
31	G	Massa velocity	lb/(hr)(ft <sup>2</sup> )



32	$h_{ex}$	Sudden expansion	ft.lbf/lbm
33	gc	Gravitasi	lbm.ft/lbf.s <sup>2</sup>
34	A	Luas perpindahan panas	ft <sup>2</sup>
35	a	Area aliran	ft <sup>2</sup>
36	B	Baffle spacing	in
37	F	Faktor friksi	ft <sup>2</sup> /in <sup>2</sup>
38	G	Massa velocity	lb/(hr)(ft <sup>2</sup> )
39	k	Thermal conductivity	Btu/(hr)(ft <sup>2</sup> )(°F/ft)
40	qf	Debit fluida	cuft/s
41	L	Panjang shell course	in
42	n	Jumlah course	-
43	$L_i$	Massa <i>liquid</i> MBr	kg
44	$x_i$	Fraksi <i>liquid</i> MBr	-
45	$V_i$	<i>Vapor ethanol</i> -air	kg
46	$y_i$	Fraksi <i>vapor ethanol</i> -air	-
47	$C_{Eth}$	Kondensat <i>ethanol</i> -air	Kg

## DAFTAR PUSTAKA

- Badger, W.L and Julius T. Banchero. (1955). Introduction to Chemical Engineering. New York: McGraw-Hill.
- Brownell, L.E., Young E.H., 1959. Process Equipment Design. New Delhi: Wiley Eastern Ltd.
- Brownell, L. E., & Edwin H Young. (1959). Process Equipment Design. New York
- Coulson, Richardson.1983. Chemical Engineering, Vol. 6th . Pergamon Press : New York
- Geankoplis, C.J. (1993). Transport Processes and Unit Operations 3rd Edition. London : Prentice Hall International.
- Himmelblau.1996. Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering. Prentice Hall International : London
- Hugot, E. (1986). Handbook of Cane Sugar Engineering, 3rd Edition. Amsterdam : Elsevier.
- Kern, D. Q. (1950). Process Heat Transfer. New York: McGrawHill.
- Pabrik Enero. 2014.
- Perry, R.H., and Cecil, H.C. 2008. *Chemical Engineers Handbook, 8<sup>th</sup> edition*. San Fransisco: McGraw-Hill International Book Companies, Inc.
- Reid, Robert C. John M. Prausnitz, Thomas K. Sherwood. 1977. The Properties of Gases and Liquids. Edisi ke-3. New York : McGraw Hill Book Company.
- Seader, J. D., and Ernest J. Henley. 2006. *Separation Process Principle, second edition*. United States of America : John Wiley & Sons, Inc.
- Serna-Saldívar, S. O., C. ChuckHernández, E. Pérez-Carrillo and E. Heredia-Olea. 2012. Sorghum as a Multifunctional Crop for the Production of Fuel Ethanol: Current Status and Future Trends, Bioethanol. Prof.

- Marco Aurelio Pinheiro Lima (Ed.). ISBN: 978-953- 51-0008-9, InTech.
- Soeprijanto. 2013. Teknologi Pengembangan Bioetanol dari Biomassa Sorghum. Surabaya: ITS Press.
- Timmerhaus, Klaus D. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Fourth Edition*, San Fransisco: McGraw-Hill International Book Companies, Inc.
- McKetta, J. J. (1983). *Encyclopedia of Chemical Processing and Design, volume 23*. New York: Executive Editor.
- Othmer, Kirk. (1997). *Encyclopedia of Chemical Technology, volume 11*. New York:Wiley
- Ullmann, F. (1987). *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, volume 15*. New York: VCH.
- Van Winkle, (1967), "Distillation," Mc Graw Hill, New York.

## APPENDIKS A

### PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas : 24000 ton bioetanol/tahun  
               : 80 ton bioetanol/hari  
               : 80000 kg bioetanol/hari  
 Operasi : 300 hari/tahun  
 Satuan massa : kg  
 Basis waktu : 1 hari

Untuk kapasitas 80 ton bioetanol/hari, dibutuhkan bahan baku molase sebanyak 168541.631 kg molase/hari dengan data komposisi sebagai berikut :

**Tabel A.1** Komposisi Molase

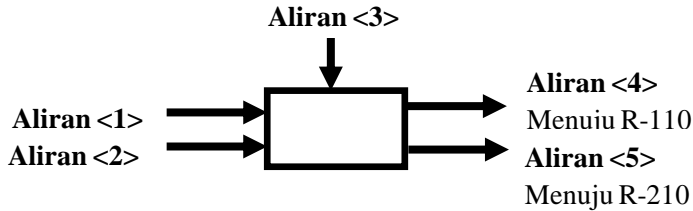
<b>Komponen</b>	<b>Fraksi</b>	<b>Bahan baku (kg)</b>	<b>Massa (kg)</b>
<i>Glucose</i>	0.5	168541.631	84270.8155
<i>Sucrose</i>	0.156	168541.631	26292.49444
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.0214	168541.631	3606.790903
Lumpur	0.01	168541.631	1685.41631
H <sub>2</sub> O	0.2	168541.631	33708.3262
SiO <sub>2</sub>	0.1126	168541.631	18977.78765
<b>Total</b>	<b>1</b>		<b>168541.631</b>

*Sumber : (Pabrik Enero, 2014)*

## I. Tahap Propagasi

### I.1 Mixer (M-112)

Fungsi : sebagai dilusi material atau mencampur molase, *process water*, dan *ammonium sulfate*



Keterangan aliran :

- <1> Molase
- <2> *Ammonium Sulfate*
- <3> *Process Water*
- <4> Campuran molase, *ammonium sulfate* dan *process water* menuju R-110 = 10%
- <5> Campuran molase, *ammonium sulfate* dan *process water* menuju R-210 = 90%

- Kadar glukosa yang diharapkan dalam molase = 12 brix (20%)
- Perbandingan *process water* dan *ammonium sulfate* = 10 : 4 (*Pabrik Enero, 2014*)
- *Process water* yang dibutuhkan :

Asumsi massa air yang dibutuhkan dianggap  $x$ , maka :

$$\frac{12}{100} = \frac{\text{massa glukosa pada molase}}{(\text{massa glukosa} + \text{air pada molase}) + \text{massa air yang dibutuhkan}}$$

$$\frac{12}{100} = \frac{84270.8155}{84270.8155 + 33708.3262 + x}$$

$$x = \frac{8427082 - (12 \times 84270.8 + 33708.3)}{12}$$

$$x = 584277.6541$$

Jadi, *process water* yang ditambahkan = 584277.6541 kg

- *Ammonium sulfate* yang dibutuhkan :

$$\text{Process water} : \text{ammonium sulfate} = 10 : 4$$

$$\text{Ammonium sulfate} = \frac{4}{14} \times 584277.6541$$

$$= 166936.4726 \text{ kg}$$

Jadi, *ammonium sulfate* yang ditambahkan sebesar

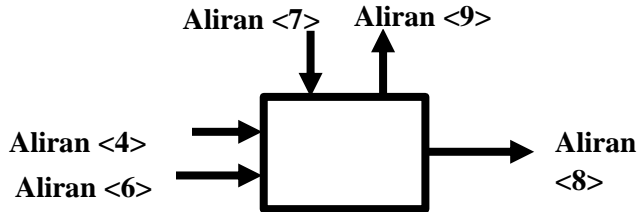
166936.4726 kg

**Tabel A.2** Neraca massa *mixer*

Aliran Masuk		Aliran Keluar		
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)	Massa (kg)
<b>Molase</b>	<1>	<b>Molase</b>	<4>	<5>
<i>Glucose</i>	84270.8155	<i>Glucose</i>	8427.0816	75843.7340
<i>Sucrose</i>	26292.4944	<i>Sucrose</i>	2629.2494	23663.2450
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3606.7909	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	360.6791	3246.1118
Lumpur	1685.4163	Lumpur	168.5416	1516.8747
H <sub>2</sub> O	33708.3262	H <sub>2</sub> O	61798.5980	556187.3823
SiO <sub>2</sub>	18977.7877	SiO <sub>2</sub>	1897.7788	17080.0089
Subtotal	168541.6310	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	16693.6473	150242.8253
<i>Ammonium sulfate</i>	<2>	Subtotal	91975.5758	827780.1820
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	166936.4726			
<i>Process water</i>	<3>			
H <sub>2</sub> O	584277.6541			
<b>Total</b>	<b>919755.7577</b>	<b>Total</b>	<b>919755.7577</b>	

## L2 Tangki Propagasi (R-110)

Fungsi : untuk berkembangbiakan *yeast* , sebelum *yeast* masuk dalam tangki fermentor untuk tahap fermentasi



Keterangan aliran :

- <4> 10% molases dari unit *mixer*
- <6> *yeast Saccharomyces Cerevisiae*
- <7> udara
- <8> *molases yeast* menuju tangki fermentor (R-210)
- <9> udara dan CO<sub>2</sub>

Diketahui *Specific Gravity* (Sg) larutan = 1025 kg/m<sup>3</sup>  
(Pabrik Enero, 2014)

**Reaksi-I** (reaksi pengubahan C<sub>12</sub>H<sub>22</sub>O<sub>11</sub> menjadi C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>O<sub>6</sub>)

- Konversi reaksi 95,3% (Marco Aurelio, 2012)

	C <sub>12</sub> H <sub>22</sub> O <sub>11</sub>	+	H <sub>2</sub> O	→	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	+	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>
	<i>sucrose</i>		<i>air</i>		<i>glucose</i>		<i>fructose</i>
M :	7.6879		3433.2554				
R :	7.3265		7.3265		7.3265		7.3265
S :	0.3613		3425.9289		7.3265		7.3265

a. Menghitung jumlah kmol mula-mula

$$\begin{aligned}
 - \quad \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} &= \frac{\text{massa C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}}{\text{BM C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}} \\
 &= \frac{2629.25}{342} \\
 &= 7.6879 \text{ kmol} \\
 - \quad \text{H}_2\text{O} &= \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\text{BM H}_2\text{O}} \\
 &= \frac{61798.5980}{18} \\
 &= 3433.2554 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung jumlah kmol yang bereaksi

Konversi reaksi 95,3%

$$\begin{aligned}
 \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} &= 95,3\% \times \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \text{ mula-mula} \\
 &= \frac{95.3}{100} \times 7.6879 \\
 &= 7.3265 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung jumlah kmol sisa dan jumlah kmol yang terbentuk

$$\begin{aligned}
 - \quad \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} &= \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \text{ mula-mula} - \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \text{ bereaksi} \\
 &= 7.6879 - 7.3265 \\
 &= 0.3613 \text{ kmol} \\
 - \quad \text{H}_2\text{O} &= 1 \times \text{kmol C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \text{ bereaksi} \\
 &= 1 \times 7.3265 \\
 &= 7.3265 \text{ kmol} \\
 - \quad \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 &= 1 \times \text{kmol C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \text{ bereaksi} \\
 (\text{glucose}) &= 1 \times 7.3265 \\
 &= 7.3265 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 - \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 &= 1 \times \text{kmol C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \text{ bereaksi} \\
 (\text{fructose}) &= 1 \times 7.3265 \\
 &= 7.3265 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

**Perhitungan perkembangbiakan yeast dengan  
Persamaan Monod "Jacques Monod" (Perry, 1934)**

$$\begin{aligned}
 - \text{Yeast } S.Cerevisiae &= 4\% \times \text{massa substrat} \\
 &= 4\% \times 11064.6339 \\
 &= 442.5854 \text{ kg} \\
 - \text{Volume larutan} &= \frac{\text{massa total larutan}}{\text{massa jenis larutan}} \\
 &= \frac{91975.5758 \text{ kg}}{1025 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 89.7323 \text{ m}^3 \\
 - \text{Rate pertumbuhan biomassa maksimum } (\mu_m) &= 0.5 \text{ per jam} \\
 - \text{Konsentrasi jenuh substrat } (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6) &= 0.025 \text{ kg/m}^3 \\
 S &= \frac{\text{massa substrat}}{\text{volume larutan}} \\
 &= \frac{11064.6339 \text{ kg}}{89.7323 \text{ m}^3} \\
 &= 123.307 \text{ kg/m}^3 \\
 - \text{Rate pertumbuhan spesifik biomassa } (\mu) &= \frac{\mu_m \times S}{K_s + S} \\
 &= \frac{0.50 \times 123.307}{0.025 + 123.307} \\
 &= 0.4999 \text{ per jam}
 \end{aligned}$$

- Konsentrasi biomassa mula-mula ( $X_{v0}$ )

$$\begin{aligned} X_{v0} &= \frac{\text{massa yeast yang masuk}}{\text{volume larutan}} \\ &= \frac{442.5854 \text{ kg}}{89.7323 \text{ m}^3} \\ &= 4.9323 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

- Kecepatan biomassa ( $R_v$ )

$$\begin{aligned} R_v &= \mu \times X_{v0} \\ &= 0.4999 \times 4.9323 \\ &= 2.4656 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

- Pertumbuhan biomassa dalam 1 hari ( $X_{vt}$ )

$$\begin{aligned} X_{vt} &= 24 \times R_v \\ &= 24 \times 2.4656 \\ &= 59.1755 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

- Biomassa yang tumbuh =  $X_{v0} + X_{vt}$   

$$\begin{aligned} &= 4.9323 + 59.1755 \\ &= 64.1077 \text{ kg/m}^3 \\ &= 5752.5331 \text{ kg} \end{aligned}$$

- Biomassa keluar = biomassa masuk + biomassa tumbuh  

$$\begin{aligned} &= 442.5854 + 5752.5331 \\ &= 6195.1184 \text{ kg} \end{aligned}$$

### Perhitungan *Glucose* ( $C_6H_{12}O_6$ ) sisa :

$$\begin{aligned} \text{Bahan masuk} &= \text{Bahan keluar} \\ \text{Bahan masuk} &= 92418.1611 \text{ kg} \\ \text{Bahan keluar} &= 70412.4130 + C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} \\ C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} &= 22005.7481 \text{ kg} \\ C_6H_{12}O_6 \text{ dikonsumsi} &= C_6H_{12}O_6 \text{ masuk} - C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} \\ &= 92418.1611 - 22005.7481 \\ &= 70412.4130 \text{ kg} \end{aligned}$$

**Reaksi-II (Reaksi Aerob)** (Marco Aurelio, 2012)

- Konversi reaksi 50%

	$C_6H_{12}O_6$	+	$6O_2$	$\rightarrow$	$6CO_2$	+	$6H_2O$
M :	122.2542		1746.4879				
R :	61.1271		366.7625		366.7625		366.7625
S :	61.1271		1379.7255		366.7625		366.7625

a. Menghitung jumlah kmol mula-mula

$$\begin{aligned}
 - C_6H_{12}O_6 &= \frac{\text{massa } C_6H_{12}O_6}{\text{BM } C_6H_{12}O_6} \\
 &= \frac{22005.7481}{180} \\
 &= 122.2542 \text{ kmol} \\
 - O_2 &= \frac{100}{21} \times O_2 \text{ yang bereaksi} \\
 &= \frac{100}{21} \times 366.7625 \\
 &= 1746.4879 \text{ kmol} \\
 &= 55887.6142 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung jumlah kmol yang bereaksi

Konversi reaksi 50%

$$\begin{aligned}
 C_6H_{12}O_6 &= 50\% \times C_6H_{12}O_6 \text{ mula-mula} \\
 &= 50\% \times 122.2542 \\
 &= 61.1271 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung jumlah kmol sisa dan jumlah kmol yang terbentuk

$$\begin{aligned}
 - C_6H_{12}O_6 &= C_6H_{12}O_6 \text{ mula-mula} - C_6H_{12}O_6 \text{ bereaksi} \\
 &= 122.2542 - 61.1271 \\
 &= 61.1271 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

- $O_2$  = 6 x kmol  $C_6H_{12}O_6$  bereaksi  
 = 6 x 61.1271  
 = 366.7625 kmol
- $CO_2$  = 6 x kmol  $C_6H_{12}O_6$  bereaksi  
 = 6 x 61.1271  
 = 366.7625 kmol
- $H_2O$  = 6 x kmol  $C_6H_{12}O_6$  bereaksi  
 = 6 x 61.1271  
 = 366.7625 kmol

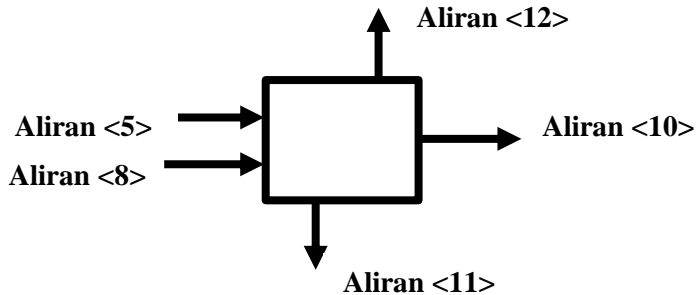
Tabel A.3 Neraca massa tangki propagasi

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
<b>Molases</b>	<4>	<i>Molase yeast</i>	<8>
<i>Glucose</i>	8427.08155	<i>Glucose</i>	5501.4370
<i>Sucrose</i>	2629.24944	<i>Sucrose</i>	123.574724
$H_2SO_4$	360.67909	<i>Fructose</i>	5501.4370
Lumpur	168.541631	$H_2SO_4$	360.67909
$H_2O$	61798.5980	Lumpur	168.541631
$SiO_2$	1897.77877	$H_2O$	68268.4448
$(NH_4)_2SO_4$	16693.6473	$SiO_2$	1897.77877
Subtotal	91975.5758	Biomassa akhir	6195.1184
<b><i>Yeast</i></b>	<6>	Subtotal	88017.0115
<i>S.Cerevisiae</i>	442.5854	<b>Produk atas</b>	<9>
<b>Udara</b>	<7>	$O_2$	44151.2152
$O_2$	55887.6142	$CO_2$	16137.5486
		Subtotal	60288.7638
<b>Total</b>	<b>148305.7753</b>	<b>Total</b>	<b>148305.7753</b>

## II. Tahap Fermentasi

### II.1 Tangki Fermentor (R-210)

Fungsi : untuk mengubah  $C_6H_{12}O_6$  menjadi  $C_2H_5OH$  dengan bantuan *yeast S.Cerevisiae* yang berasal dari tangki propagasi 90% dari mixer masuk dalam tangki fermentor



Keterangan aliran :

- <5> 90% molases dari unit *mixer*
- <8> *molases yeast* dari tangki propagasi
- <10> *molase broth (MBr)* menuju tangki penyimpanan
- <11> *yeast mud* menuju *yeast mud tank*
- <12>  $CO_2$

- Diketahui *Spesific gravity* (Sg) larutan =  $1025 \text{ kg/m}^3$   
(Pabrik Enero, 2014)

**Reaksi-I** (reaksi pengubahan  $C_{12}H_{22}O_{11}$  menjadi  $C_6H_{12}O_6$ )

- Konversi reaksi 95,3% (Marco Aurelio, 2012)

	$C_{12}H_{22}O_{11}$	+	$H_2O$	$\rightarrow$	$C_6H_{12}O_6$	+	$C_6H_{12}O_6$
	<i>sucrose</i>		<i>air</i>		<i>glucose</i>		<i>fructose</i>
M :	69.5521		34691.9904				
R :	66.2832		66.2832		66.2832		66.2832
S :	3.2689		34625.7072		66.2832		66.2832

a. Menghitung jumlah kmol mula-mula

$$\begin{aligned}
 - \quad \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} &= \frac{\text{massa C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}}{\text{BM C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}} \\
 &= \frac{23786.8}{342} \\
 &= 69.5521 \text{ kmol} \\
 - \quad \text{H}_2\text{O} &= \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\text{BM H}_2\text{O}} \\
 &= \frac{624455.8271}{18} \\
 &= 34691.9904 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung jumlah kmol yang bereaksi

Konversi reaksi 95,3%

$$\begin{aligned}
 \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} &= 95,3\% \times \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \text{ mula-mula} \\
 &= \frac{95.3}{100} \times 69.5521 \\
 &= 66.2832 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung jumlah kmol sisa dan jumlah kmol yang terbentuk

$$\begin{aligned}
 - \quad \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} &= \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \text{ mula-mula} - \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \text{ bereaksi} \\
 &= 69.5521 - 66.2832 \\
 &= 3.2689 \text{ kmol} \\
 - \quad \text{H}_2\text{O} &= 1 \times \text{kmol C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \text{ bereaksi} \\
 &= 1 \times 66.2832 \\
 &= 66.2832 \text{ kmol} \\
 - \quad \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 &= 1 \times \text{kmol C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \text{ bereaksi} \\
 (\text{glucose}) &= 1 \times 66.2832 \\
 &= 66.2832 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 - \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 &= 1 \times \text{ kmol } \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \text{ bereaksi} \\
 (\text{fructose}) &= 1 \times 66.2832 \\
 &= 66.2832 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

**Perhitungan perkembangbiakan yeast dengan  
Persamaan Monod "Jacques Monod" (Perry, 1934)**

$$\begin{aligned}
 - \text{Volume larutan} &= \frac{\text{massa total larutan}}{\text{massa jenis larutan}} \\
 &= \frac{915436.5144 \text{ kg}}{1025 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 893.1088 \text{ m}^3 \\
 - \text{Rate pertumbuhan biomassa maksimum } (\mu_m) &= 0.5 \text{ per jam} \\
 - \text{Konsentrasi jenuh substrat } (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6) &= 0.03 \text{ kg/m}^3 \\
 S &= \frac{\text{massa substrat}}{\text{volume larutan}} \\
 &= \frac{110708.5440 \text{ kg}}{893.1088 \text{ m}^3} \\
 &= 123.959 \text{ kg/m}^3 \\
 - \text{Rate pertumbuhan spesifik biomassa } (\mu) &= \frac{\mu_m \times S}{K_s + S} \\
 &= \frac{0.50 \times 123.9586}{0.025 + 123.9586} \\
 &= 0.4999 \text{ per jam} \\
 - \text{Konsentrasi biomassa mula-mula } (X_{v0}) &= \frac{\text{massa yeast yang masuk}}{\text{volume larutan}} \\
 &= \frac{6195.1184 \text{ kg}}{893.1088 \text{ m}^3} \\
 &= 6.9366 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

- Kecepatan biomassa ( $R_v$ )

$$\begin{aligned} R_v &= \mu \times X_{v0} \\ &= 0.4999 \times 6.9366 \\ &= 3.4676 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

- Pertumbuhan biomassa dalam 1 hari ( $X_{vt}$ )

$$\begin{aligned} X_{vt} &= 24 \times R_v \\ &= 24 \times 3.4676 \\ &= 83.2221 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

- Biomassa yang tumbuh =  $X_{v0} + X_{vt}$

$$\begin{aligned} &= 6.9366 + 83.2221 \\ &= 90.1587 \text{ kg/m}^3 \\ &= 80521.5491 \text{ kg} \end{aligned}$$

- Biomassa keluar = biomassa masuk + biomassa tumbuh

$$\begin{aligned} &= 6195.1184 + 80521.5491 \\ &= 86716.6675 \text{ kg} \end{aligned}$$

**Perhitungan *Glucose* ( $C_6H_{12}O_6$ ) sisa :**

$$\text{Bahan masuk} = \text{Bahan keluar}$$

$$\text{Bahan masuk} = 915436.5144 \text{ kg}$$

$$\text{Bahan keluar} = 735006.6942 + C_6H_{12}O_6 \text{ sisa}$$

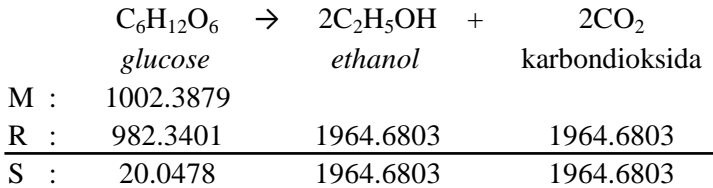
$$C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} = 180429.8202 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} C_6H_{12}O_6 \text{ dikonsumsi} &= C_6H_{12}O_6 \text{ masuk} - C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} \\ &= 915436.5144 - 180429.8202 \\ &= 735006.6942 \text{ kg} \end{aligned}$$



**Reaksi-II (Reaksi Anaerob)**

- *Yield 0,5 (Pabrik Enero, 2014)*



a. Menghitung jumlah kmol mula-mula

$$\begin{aligned}
 - \quad C_6H_{12}O_6 &= \frac{\text{massa } C_6H_{12}O_6}{\text{BM } C_6H_{12}O_6} \\
 &= \frac{180429.8202}{180} \\
 &= 1002.3879 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung jumlah kmol yang bereaksi

Konversi reaksi 98%, didapatkan *yield* sebesar 0,5

(Pabrik Enero, 2014)

$$\begin{aligned}
 C_6H_{12}O_6 &= 98\% \times C_6H_{12}O_6 \text{ mula-mula} \\
 &= 98\% \times 1002.3879 \\
 &= 982.3401 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

c. Menghitung jumlah kmol sisa dan jumlah kmol yang terbentuk

$$\begin{aligned}
 - \quad C_6H_{12}O_6 &= C_6H_{12}O_6 \text{ mula-mula} - C_6H_{12}O_6 \text{ bereaksi} \\
 &= 1002.3879 - 982.3401 \\
 &= 20.0478 \text{ kmol} \\
 - \quad C_2H_5OH &= 2 \times \text{kmol } C_6H_{12}O_6 \text{ bereaksi} \\
 &= 2 \times 982.3401 \\
 &= 1964.6803 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 - \quad \text{CO}_2 &= 2 \times \text{kmol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} \\
 &= 2 \times 982.3401 \\
 &= 1964.6803 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

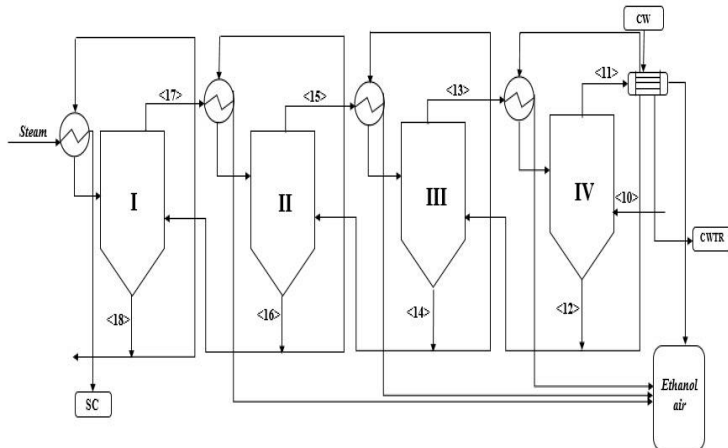
**Tabel A.4** Neraca massa tangki fermentor

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
<b>Molases</b>	<b>&lt;5&gt;</b>	<b>Molase broth</b>	<b>&lt;10&gt;</b>
<i>Glucose</i>	75843.734	<i>Glucose</i>	1804.2982
<i>Sucrose</i>	23663.245	<i>Sucrose</i>	1117.9805
$\text{H}_2\text{SO}_4$	3246.11181	<i>Fructose</i>	1804.2982
Lumpur	1516.87468	$\text{H}_2\text{SO}_4$	3246.11
$\text{H}_2\text{O}$	556187.382	$\text{H}_2\text{O}$	623262.7303
$\text{SiO}_2$	17080.0089	$\text{SiO}_2$	18977.8
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	150242.8253	<i>Ethanol</i>	90375.2922
Subtotal	827780.1820	Subtotal	740588.4989
<b>Molase yeast</b>	<b>&lt;8&gt;</b>	<b>Yeast mud</b>	<b>&lt;11&gt;</b>
<i>Glucose</i>	5501.4370	Biomassa akhir	86716.6675
<i>Sucrose</i>	123.5747	Lumpur	1685
<i>Fructose</i>	5501.4370	Subtotal	88402.0838
$\text{H}_2\text{SO}_4$	0	<b>Produk atas</b>	<b>&lt;12&gt;</b>
Lumpur	169	$\text{CO}_2$	86445.9316
$\text{H}_2\text{O}$	68268.4448		
$\text{SiO}_2$	1897.7788		
Biomassa akhir	6195.1184		
Subtotal	87656.3324		
<b>Total</b>	<b>915436.5144</b>	<b>Total</b>	<b>915436.5144</b>

### III. Tahap Pemurnian

#### III.1 Evaporasi

Fungsi : untuk memisahkan antara *liquid molase broth* dengan *liquid ethanol-air*



Keterangan aliran :

- F            *feed* masuk evaporator
- $x_F$         fraksi *feed* masuk evaporator
- $V_4$         *vapor ethanol-air* menuju F-314
- $y_4$         fraksi *vapor ethanol-air* menuju F-314
- $L_4$         *liquid MBr* menuju E-313B
- $x_4$         fraksi *liquid MBr* menuju E-313B
- $V_3$         *vapor ethanol-air* menuju V-310D
- $y_3$         fraksi *vapor ethanol-air* menuju V-310D
- $L_3$         *liquid MBr* menuju E-313A
- $x_3$         fraksi *liquid MBr* menuju E-313A
- $V_2$         *vapor ethanol-air* menuju V-310C
- $y_2$         fraksi *vapor ethanol-air* menuju V-310C
- $L_2$         *liquid MBr* menuju E-312
- $x_2$         fraksi *liquid MBr* menuju E-312

$V_1$	<i>vapor ethanol</i> -air menuju V-310B
$y_1$	fraksi <i>vapor ethanol</i> -air menuju V-310B
$L_1$	<i>vinasse</i>
$x_1$	fraksi <i>vinasse</i>
$C_{Eth1}$	kondensat <i>ethanol</i> -air keluar badan I
$C_{Eth2}$	kondensat <i>ethanol</i> -air keluar badan II
$C_{Eth3}$	kondensat <i>ethanol</i> -air keluar badan III
$C_{Eth4}$	kondensat <i>ethanol</i> -air keluar badan IV
$S$	<i>Steam</i> menuju E-312
$C_S$	Kondensat <i>steam</i>

Larutan <i>ethanol</i> masuk	=	90375.2922 kg
Bahan masuk ( <i>feed</i> )	=	740588.4989 kg
Jumlah air yang terkandung	=	623262.7303 kg

Diketahui menggunakan evaporator *quadruple effect*

Neraca massa *overall* di evaporator

$$F + S = L_1 + C_{Eth1} + C_{Eth2} + C_{Eth3} + C_{Eth4} + C_S$$

karena menggunakan sistem *indirect contact* :

$$F = L_1 + C_{Eth1} + C_{Eth2} + C_{Eth3} + C_{Eth4}$$

Diketahui (*Sumber : Pabrik Enero, 2014*)

Kadar <i>ethanol</i> dalam umpan	=	12.2 %
Kadar <i>ethanol</i> dalam $C_{Eth4}$	=	13.7 %
Kadar <i>ethanol</i> dalam $C_{Eth1, CEth2, CEth3}$	=	8.7 %
Kadar air dalam umpan	=	84.2 %
Kadar air dalam $C_{Eth4}$	=	86.3 %
Kadar air dalam $C_{Eth1, CEth2, CEth3}$	=	91.3 %

Evaporator menggunakan sistem *indirect contact*, maka :

$V_1 = C_{Eth1} \rightarrow$  jumlah *vapor* sama dengan jumlah kondensat

$$V_2 = C_{Eth2}$$

$$V_3 = C_{Eth3}$$

$$V_4 = C_{Eth4}$$

Jumlah *ethanol* -air yang diuapkan :

$$\begin{aligned} \text{Produk}_{(\text{Ethanol})} &= \frac{\text{kadar umpan}}{\text{kadar produk}} \times \text{Feed} \\ &= \frac{12.2031725}{13.7} \times 90375.2922 \\ &= 80501.1154 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah ethanol yang diuapkan} &= V_1 = V_2 = V_3 = V_4 \\ &= \frac{80501.1154}{4} \\ &= 20125.2789 \text{ kg} \end{aligned}$$

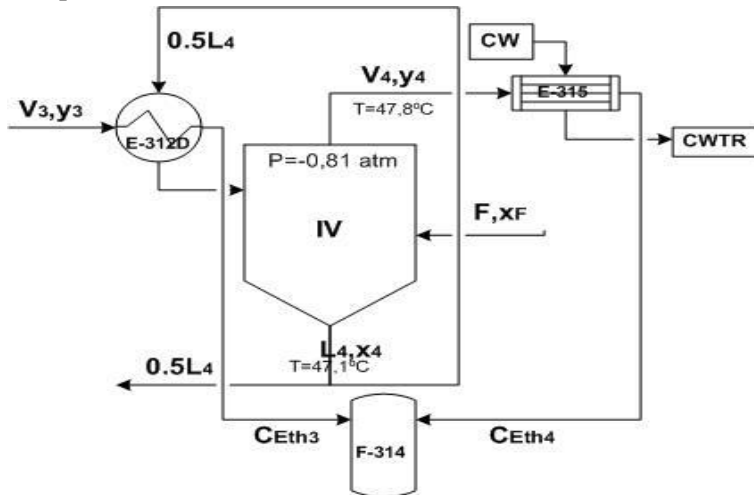
$$\begin{aligned} \text{Produk}_{(\text{Air})} &= \frac{\text{kadar umpan}}{\text{kadar produk}} \times \text{Feed} \\ &= \frac{84.1577652}{86.3} \times 623262.7303 \\ &= 607791.408 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang diuapkan} &= V_1 = V_2 = V_3 = V_4 \\ &= \frac{607791.4084}{4} \\ &= 151947.8521 \text{ kg} \end{aligned}$$

### Neraca massa per efek evaporator

Neraca massa komponen *ethanol*

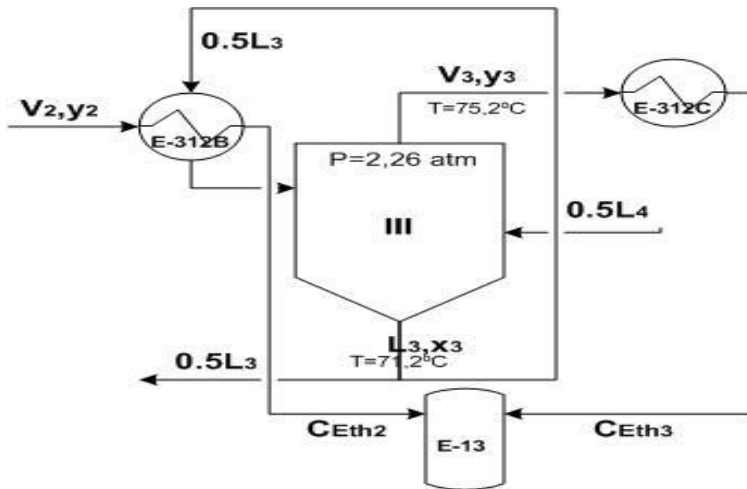
Evaporator IV



$$\begin{aligned}
 F + 0.5 L_4 &= L_4 + V_4 \\
 90375.2922 + 0.5 L_4 &= L_4 + 20125.2789 \\
 L_4 &= 70250.0133 \text{ kg} \\
 0.5 L_4 &= 35125.0 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 F \times X_F &= L_4 \times X_4 + V_4 \times y_v \\
 90375.2922 \times 0.122 &= 35125.0067 \times X_4 + 20125.2789 \times 0.137 \\
 X_4 &= 0.2355
 \end{aligned}$$

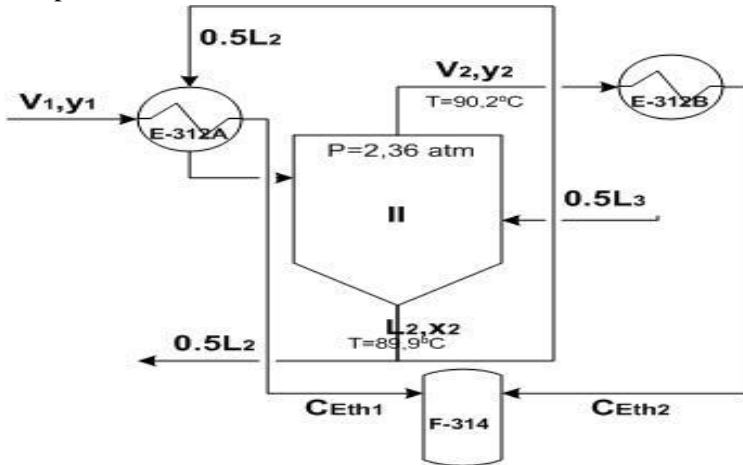
## Evaporator III



$$\begin{array}{rclclcl} 0.5 & \text{L}_3 & + & 0.5 & \text{L}_4 & = & \text{L}_3 & + & \text{V}_3 \\ 0.5 & \text{L}_3 & + & 70250.0133 & & = & \text{L}_3 & + & 20125.2789 \\ & & & & \text{L}_3 & = & 50124.7344 & \text{kg} \\ & & & 0.5 & \text{L}_3 & = & 25062.3672 & \text{kg} \end{array}$$

$$\begin{aligned} L_4 \times X_4 &= L_3 \times X_3 + V_3 \times y_3 \\ 35125.0 \times 0.2355 &= 25062.3672 \times X_3 \\ &= + 20125.2789 \times 0.087 \\ X_3 &= 0.2200 \end{aligned}$$

## Evaporator II

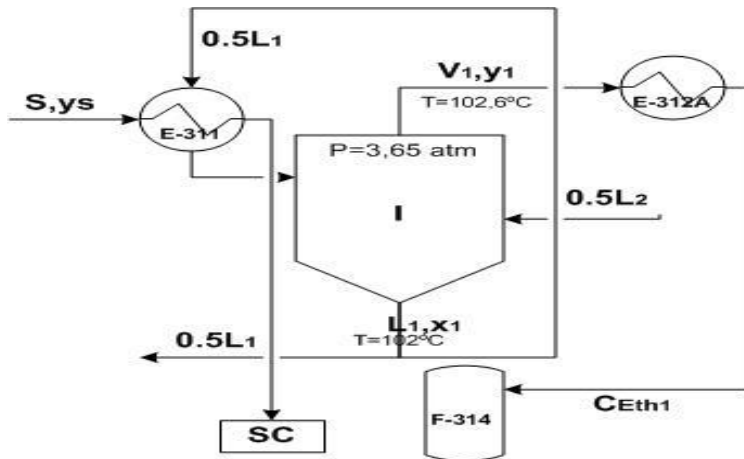


$$\begin{aligned}
 0.5 \quad L_2 + 0.5 \quad L_3 &= L_2 + V_2 \\
 0.5 \quad L_2 + 50124.7344 &= L_3 + 20125.2789 \\
 L_2 &= 29999.4556 \text{ kg} \\
 0.5 \quad L_2 &= 14999.7278 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_3 \times X_3 &= L_2 \times X_2 + V_2 \times y_2 \\
 25062.4 \times 0.2200 &= 14999.7278 \times X_2 \\
 &\quad + 20125.3 \times 0.087 \\
 X_2 &= 0.1838
 \end{aligned}$$



## Evaporator I



$$\begin{aligned}
 0.5 \quad L_1 + 0.5 \quad L_2 &= L_1 + V_1 \\
 0.5 \quad L_1 + 29999.4556 &= L_1 + 20125.2789 \\
 L_1 &= 9874.1767 \text{ kg} \\
 0.5 \quad L_1 &= 4937.0884 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_2 \times X_2 &= L_1 \times X_1 + V_1 \times y_1 \\
 14999.7 \times 0.1838 &= 4937.0884 \times X_1 + 20125.3 \times 0.087 \\
 X_1 &= 0.0693
 \end{aligned}$$

Neraca massa komponen air :

## Evaporator IV

$$\begin{aligned}
 F + 0.5 \quad L_4 &= L_4 + V_4 \\
 623262.7303 + 0.5 \quad L_4 &= L_4 + 151947.8521 \\
 L_4 &= 471314.8782 \text{ kg} \\
 0.5 \quad L_4 &= 235657.4 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 F \quad x \quad X_F &= L_4 \quad x \quad X_4 + V_4 \quad x \quad y_4 \\
 623262.7303 \quad x \quad 0.842 &= 471314.8782 \quad x \quad X_4 + \\
 &\quad 151947.9 \quad x \quad 0.86 \\
 X_4 &= 0.8347
 \end{aligned}$$

Evaporator III

$$\begin{aligned}
 0.5 \quad L_3 + 0.5 \quad L_4 &= L_3 + V_3 \\
 0.5 \quad L_3 + 471314.8782 &= L_3 + 151947.8521 \\
 L_3 &= 319367.0261 \quad \text{kg} \\
 0.5 \quad L_3 &= 159683.5131 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_4 \quad x \quad X_4 &= L_3 \quad x \quad X_3 + V_3 \quad x \quad y_3 \\
 471314.9 \quad x \quad 0.8347 &= 319367.0261 \quad x \quad X_3 + \\
 &\quad 151948 \quad x \quad 0.91 \\
 X_3 &= 0.7974
 \end{aligned}$$

Evaporator II

$$\begin{aligned}
 0.5 \quad L_2 + 0.5 \quad L_3 &= L_2 + V_2 \\
 0.5 \quad L_2 + 319367.0261 &= L_2 + 151947.8521 \\
 L_2 &= 167419.1740 \quad \text{kg} \\
 0.5 \quad L_2 &= 83709.5870 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_3 \quad x \quad X_3 &= L_2 \quad x \quad X_2 + V_2 \quad x \quad y_2 \\
 319367.0 \quad x \quad 0.7974 &= 167419.1740 \quad x \quad X_2 + \\
 &\quad 151947.852 \quad x \quad 0.91 \\
 X_2 &= 0.6925
 \end{aligned}$$

Evaporator I

$$\begin{aligned}
 0.5 \quad L_1 + 0.5 \quad L_2 &= L_1 + V_1 \\
 0.5 \quad L_1 + 669676.6961 &= L_1 + 151947.8521 \\
 L_1 &= 517728.8440 \text{ kg} \\
 0.5 \quad L_1 &= 258864.4220 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_2 \quad x \quad X_2 &= L_1 \quad x \quad X_1 + V_1 \quad x \quad y_1 \\
 167419.2 \quad x \quad 0.6925 &= 517728.8440 \quad x \quad X_1 + \\
 &\quad 151947.852 \quad x \quad 0.91 \\
 X_1 &= 0.6200
 \end{aligned}$$

**Tabel A.5** Neraca massa evaporator

Evaporator Efek-I

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<16>	<17>	<18>
<i>Glucose</i>	1804.2982	0	1804.2982
<i>Sucrose</i>	1117.9805	0	1117.9805
<i>Fructose</i>	1804.2982	0	1804.2982
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3246.1118	0	3246.1118
H <sub>2</sub> O	167419.1740	151947.8521	517728.8440
SiO <sub>2</sub>	18977.7877	0	18977.7877
<i>Ethanol</i>	29999.4556	20125.2789	9874.1767
Subtotal		172073.1310	55455.3497
<b>Total</b>	<b>224369.1060</b>	<b>224369.1060</b>	

## Evaporator Efek-II

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<14>	<15>	<16>
<i>Glucose</i> ( $C_6H_{12}O_6$ )	1804.2982	0	1804.2982
<i>Sucrose</i> ( $C_{12}H_{22}O_{11}$ )	1117.9805	0	1117.9805
<i>Fructose</i> ( $C_6H_{12}O_6$ )	1804.2982	0	1804.2982
$H_2SO_4$	3246.1118	0	3246.1118
$H_2O$	319367.0261	151947.8521	167419.1740
$SiO_2$	18977.7877	0	18977.7877
<i>Ethanol</i>	50124.7344	20125.2789	29999.4556
Subtotal		172073.1310	224369.1060
<b>Total</b>	<b>396442.2370</b>	<b>396442.2370</b>	

## Evaporator Efek-III

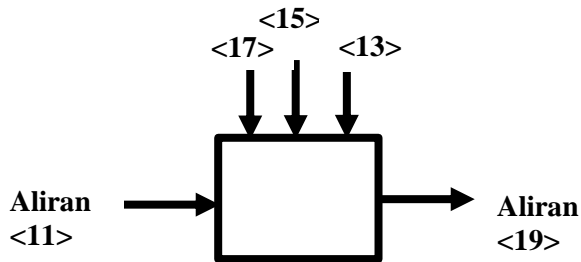
Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<12>	<13>	<14>
<i>Glucose</i> ( $C_6H_{12}O_6$ )	1804.2982	0	1804.2982
<i>Sucrose</i> ( $C_{12}H_{22}O_{11}$ )	1117.9805	0	1117.9805
<i>Fructose</i> ( $C_6H_{12}O_6$ )	1804.2982	0	1804.2982
$H_2SO_4$	3246.1118	0	3246.1118
$H_2O$	471314.8782	151947.8521	319367.0261
$SiO_2$	18977.7877	0	18977.7877
<i>Ethanol</i>	70250.0133	20125.2789	50124.7344
Subtotal		172073.1310	396442.2370
<b>Total</b>	<b>568515.3679</b>	<b>568515.3679</b>	

## Evaporator Efek-IV

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<10>	<11>	<12>
<i>Glucose</i> ( $C_6H_{12}O_6$ )	1804.2982	0	1804.2982
<i>Sucrose</i> ( $C_{12}H_{22}O_{11}$ )	1117.9805	0	1117.9805
<i>Fructose</i> ( $C_6H_{12}O_6$ )	1804.2982	0	1804.2982
$H_2SO_4$	3246.1118	0	3246.1118
$H_2O$	623262.7303	151947.8521	471314.8782
$SiO_2$	18977.7877	0	18977.7877
<i>Ethanol</i>	90375.2922	20125.2789	70250.0133
Subtotal		172073.1310	568515.3679
<b>Total</b>	<b>740588.4989</b>	<b>740588.4989</b>	

III.2 Tangki Penampung *liquid ethanol* -air

Fungsi : tempat menampung *liquid ethanol* -air dari proses evaporasi sebelum menuju Distilasi



Keterangan aliran :

<11> *ethanol* -air dari V-310D

<13> *ethanol* -air dari V-310C

<15> *ethanol* -air dari V-310B

<17> *ethanol* -air dari V-310A

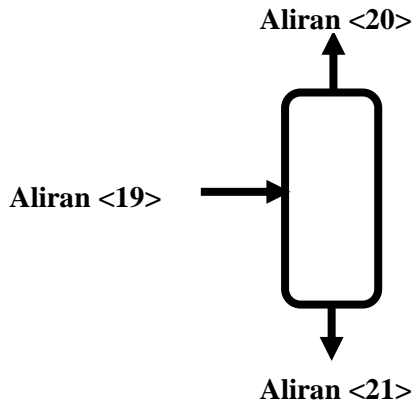
<19> *ethanol* -air menuju D-320

**Tabel A.6** Neraca massa tangki penampung ethanol-air

<b>Aliran Masuk</b>		<b>Aliran Keluar</b>	
<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>
<i>Ethanol- air &lt;IV&gt;</i>	<b>&lt;11&gt;</b>	<i>Ethanol- air</i>	<b>&lt;19&gt;</b>
<i>Ethanol</i>	20125.2789	<i>Ethanol</i>	80501.1154
Air	151947.8521	Air	607791.4084
Subtotal	172073.1310		
<i>Ethanol- air &lt;III&gt;</i>	<b>&lt;13&gt;</b>		
<i>Ethanol</i>	20125.2789		
Air	151947.8521		
Subtotal	172073.1310		
<i>Ethanol-air &lt;II&gt;</i>	<b>&lt;15&gt;</b>		
<i>Ethanol</i>	20125.2789		
Air	151947.8521		
Subtotal	172073.1310		
<i>Ethanol- air &lt;I&gt;</i>	<b>&lt;17&gt;</b>		
<i>Ethanol</i>	20125.2789		
Air	151947.8521		
Subtotal	172073.1310		
<b>Total</b>	<b>688292.5239</b>	<b>Total</b>	<b>688292.5239</b>

### III.3 Distilasi (D-320)

Fungsi : untuk memurnikan campuran *ethanol* -air dan meningkatkan konsentrasi dari *ethanol*



Keterangan aliran :

<19> campuran *ethanol* -air

<20> destilat

<21> *bottom*

**Tabel A.7** Titik Didih Komponen

Komponen	BM	Titik Didih (°C)
<i>Ethanol</i>	46	78.4
Air	18	100

**Tabel A.8** Komposisi *Feed*

Komponen	Massa		$X_F$	
	kg	kmol	massa	kmol
<i>Ethanol</i>	80501.1154	1750.0242	0.11696	0.0493
Air	607791.4084	33766.1894	0.88304	0.9507
<b>Total</b>	<b>688292.5239</b>	<b>35516.2136</b>	<b>1</b>	<b>1</b>

Menghitung fraksi distilat dan *bottom* pada setiap komponen

$$F = D + W$$

$$x_i F \times F = y_i D \times D + x_i W \times W$$

Asumsi komposisi pada *top product* : *Ethanol* = 99 %  
 Air = 1 %

$$\begin{aligned} \text{Komposisi } \textit{ethanol} \text{ pada distilat} &= 99 \% \times \text{ kmol } \textit{ethanol} \\ &= 99 \% \times 1750.0242 \\ &= 1732.5240 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} x_i F \times F &= y_i D \times D + x_i W \times W \\ 0.0493 \times 35516.2136 &= 1732.5240 + x_i W \times W \\ x_i W \times W &= 17.5002 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Komposisi air pada distilat} &= 1 \% \times \text{ kmol air} \\ &= 1 \% \times 33766.1894 \\ &= 337.6619 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} x_i F \times F &= y_i D \times D + x_i W \times W \\ 0.9507 \times 35516.2136 &= 337.6619 + x_i W \times W \\ x_i W \times W &= 33428.5275 \text{ kmol} \end{aligned}$$

**Tabel A.9** Komposisi (kmol) setiap komponen pada Distilasi

Komponen	$x_F$	$x_i F \times F$	$y_i D \times D$	$x_i W \times W$
<i>Ethanol</i>	0.0493	1750.0242	1732.5240	17.5002
Air	0.9507	33766.1894	337.6619	33428.5275
<b>Total</b>	<b>1</b>	<b>35516.2136</b>	<b>2070.1859</b>	<b>33446.0277</b>
			<b>35516.2136</b>	



Menghitung fraksi mol masing-masing komponen

a. Komponen *ethanol* ( $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ )

$$\begin{aligned}
 y_{\text{A}}^{\text{D}} &= \frac{\text{kmol komponen A}}{\text{kmol total}} \\
 &= \frac{1732.5240}{2070.1859} \\
 &= 0.8369 \\
 x_{\text{A}}^{\text{W}} &= \frac{\text{kmol komponen A}}{\text{kmol total}} \\
 &= \frac{17.5002}{33446.0277} \\
 &= 0.0005
 \end{aligned}$$

b. Komponen air ( $\text{H}_2\text{O}$ )

$$\begin{aligned}
 y_{\text{B}}^{\text{D}} &= \frac{\text{kmol komponen B}}{\text{kmol total}} \\
 &= \frac{337.6619}{2070.1859} \\
 &= 0.1631 \\
 x_{\text{B}}^{\text{W}} &= \frac{\text{kmol komponen B}}{\text{kmol total}} \\
 &= \frac{33428.5275}{33446.0277} \\
 &= 0.9995
 \end{aligned}$$

**Tabel A.10** Fraksi Komponen pada Distilat dan *Bottom*

	<b>Komponen</b>	<b><math>y_i^{\text{D}}</math></b>	<b><math>x_i^{\text{W}}</math></b>
A	<i>Ethanol</i>	0.8369	0.0005
B	Air	0.1631	0.9995
<b>Total</b>		<b>1</b>	<b>1</b>

Menghitung *boiling point*, *dew point* dan *bubble point* dapat dihitung menggunakan persamaan Antoine, dengan rumus sebagai berikut :

$$\text{Log } P_i = A - \frac{B}{C + T(^{\circ}\text{C})}$$

$$K_i = \frac{P_i}{P_o} \quad \text{Ket : } K_i = \text{konstanta VLE}$$

$$P_i = \text{tekanan komponen (mmHg)}$$

$$P_o = \text{tekanan operasi (760 mmHg)}$$

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_c} \quad \text{Ket : } \alpha_i = \text{relative volatilitas}$$

$$K_i = \text{konstanta VLE tiap komponen}$$

$$K_c = \text{konstanta VLE komponen C}$$

Menurut Sherwood (1980), untuk persamaan *Antoine Coefficient* komponen *ethanol* dan air sebagai berikut :

**Tabel A.11** Koefisien Antoine masing-masing komponen

Komponen	Antoine Koefisien		
	A	B	C
<i>Ethanol</i>	8.0449	1554.3	222.65
Air	7.9668	1668.21	228

a. Menentukan *boiling point*

$$\text{Trial } T = 98.3^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Tekanan } (P_o) = 760 \text{ mmHg}$$

$$\text{Log } P_A = A - \frac{B}{C + T(^{\circ}\text{C})}$$

$$\text{Log } P_A = 8.0449 - \frac{1554.3}{222.65 + 98.3}$$

$$\begin{aligned}\log P_A &= 3.2021 \\ P_A &= 1592.5372\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}K_A &= \frac{P_i}{P_o} & \alpha_A &= \frac{K_A}{K_C} \\ &= \frac{0.0000}{760} & &= \frac{2.0954}{0.9408} \\ &= 2.0954 & &= 2.2274\end{aligned}$$

**Tabel A.12** Perhitungan dengan Koefisien Antoine

	Komponen	Pi	Ki	$\alpha_A$	$x_F$	$\alpha_A x_F$
A	<i>Ethanol</i>	1592.5372	2.0954	2.2274	0.0493	0.1098
B	Air	714.9837	0.9408	1	0.9507	0.9507
<b>Total</b>					<b>1</b>	<b>1.0605</b>

$$\begin{aligned}K_C &= \frac{1}{\sum \alpha_A x_F} \\ &= \frac{1}{1.0605} \\ &= 0.9430\end{aligned}$$

$$\text{Trial T} = 98.3 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ sesuai karena } K_C = \frac{1}{\sum \alpha_A x_F}$$

b. Menentukan *dew point*

$$\text{Trial } T = 80.7 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan } (P_o) = 760 \text{ mmHg}$$

$$\text{Log } P_A = A - \frac{B}{C + T(^{\circ}\text{C})}$$

$$\text{Log } P_A = 8.0449 - \frac{1554.3}{222.65 + 80.7}$$

$$\text{Log } P_A = 2.9211$$

$$P_A = 833.9031$$

$$K_A = \frac{P_i}{P_o}$$

$$= \frac{833.9031}{760}$$

$$= 1.0972$$

$$\alpha_A = \frac{K_A}{K_C}$$

$$= \frac{1.0972}{0.4808}$$

$$= 2.2819$$

**Tabel A.12** Perhitungan dengan Koefisien Antoine

	Komponen	P <sub>i</sub>	K <sub>i</sub>	α <sub>A</sub>	y <sub>i</sub>	y <sub>i</sub> /α <sub>i</sub>
A	<i>Ethanol</i>	833.9031	1.0972	2.2819	0.8369	1.9097
B	Air	365.4396	0.4808	1	0.1631	0.1631
<b>Total</b>						<b>2.0728</b>

$$K_C = \frac{1}{\sum y_i/\alpha_i}$$

$$= \frac{1}{2.0728}$$

$$= 0.4824$$

$$\text{Trial } T = 80.7 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ sesuai karena } K_C = \frac{1}{\sum y_i/\alpha_i}$$

c. Menentukan *bubble point*

$$\text{Trial T} = 99.9 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan (Po)} = 760 \text{ mmHg}$$

$$\text{Log } P_A = A - \frac{B}{C + T(^{\circ}\text{C})}$$

$$\text{Log } P_A = 8.0449 - \frac{1554.3}{222.65 + 99.9}$$

$$\text{Log } P_A = 3.2261$$

$$P_A = 1683.1089$$

$$\begin{aligned} K_A &= \frac{P_i}{P_o} \\ &= \frac{1683.1089}{760} \\ &= 2.2146 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \alpha_A &= \frac{K_A}{K_C} \\ &= \frac{2.2146}{0.9964} \\ &= 2.2226 \end{aligned}$$

**Tabel A.12** Perhitungan dengan Koefisien Antoine

	Komponen	Pi	Ki	$\alpha_A$	$x_i W$	$\alpha_i x_i W$
A	<i>Ethanol</i>	1683.1089	2.2146	2.2226	0.0005	0.0012
B	Air	757.2562	0.9964	1	0.9995	0.9995
<b>Total</b>					<b>1</b>	<b>1.0006</b>

$$\begin{aligned} K_C &= \frac{1}{\sum \alpha_i x_i W} \\ &= \frac{1}{1.0006} \\ &= 0.9994 \end{aligned}$$

$$\text{Trial T} = 99.9 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ sesuai karena } K_C = \frac{1}{\sum \alpha_i x_i W}$$

Menurut Geankoplis (2003), untuk menghitung jumlah *stages* minimum adalah sebagai berikut :

$$\alpha_L = \sqrt{\alpha_L x \alpha_W}$$

$$= \sqrt{2.2819 \times 2.2226}$$

$$= \sqrt{5.0719}$$

$$= 2.2521$$

$$\begin{aligned} N_m &= \frac{\log \frac{X_{LD} \cdot D}{X_{HD} \cdot D} \times \frac{X_{HW} \cdot W}{X_{LW} \cdot W}}{\log(\alpha_{L,av})} \\ &= \frac{\log \frac{1732.5240}{337.6619} \times \frac{33428.5275}{17.5002}}{\log 2.2521} \\ &= \frac{\log 9801}{\log 2.2521} \\ &= \frac{3.9913}{0.3526} \\ &= 11.3200 \approx 11 \text{ stages (dengan reboiler)} \end{aligned}$$

Menghitung massa pada setiap komponen pada destilasi :

- Komponen A (*ethanol*) pada destilat

$$\text{kmol} = \frac{\text{massa komponen (kg)}}{\text{BM}}$$

$$1732.5240 = \frac{\text{massa komponen (kg)}}{46}$$

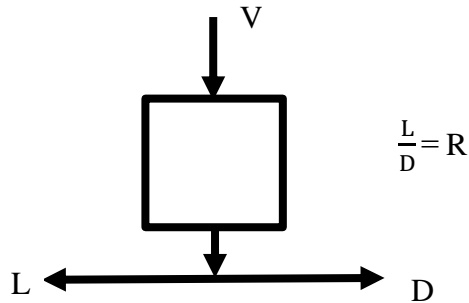
$$\text{massa komponen (kg)} = 79696.1043$$

Melakukan perhitungan yang sama untuk komponen air pada destilat dan komponen *ethanol* dan air pada *bottom product*

**Tabel A.13** Neraca massa komponen pada distilasi

Komponen	Destilat	Bottom
<i>Ethanol</i>	79696.1043	805.0112
Air	6077.9141	601713.4943
<b>Total</b>	<b>85774.0184</b>	<b>602518.5055</b>

Menghitung neraca massa pada Akumulator



Menghitung *reflux*

a. Menghitung suhu rata-rata

$$\begin{aligned}
 T_{av} &= \frac{\text{dew point} + \text{bubble point}}{2} \\
 &= \frac{80.7 + 99.9}{2} \\
 &= 90.3 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Menggunakan persamaan Antoine dengan  $T_{av}$ , sehingga didapatkan data sebagai berikut :

**Tabel A.14** Perhitungan  $P$ ,  $K$  dan  $\alpha_i$ 

Komponen	$X_{iF}$	$Y_{iD}$	$P_i$	$K_i$	$\alpha_i$
<i>Ethanol</i>	0.0493	0.8369	1197.5452	1.5757	2.2516
Air	0.9507	0.1631	531.8644	0.6998	1
<b>Total</b>	<b>1</b>	<b>1</b>	<b>3.2516</b>		

- b. Melakukan trial  $\theta$  (asumsi  $q=1$ , *feed* pada *boiling point*)

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i x_{iF}}{\alpha_i - \theta}$$

Karena  $q=1$ , maka  $\theta$  adalah 0

<b>Komponen</b>	<b>2.122</b>
<i>Ethanol</i>	0.8561
Air	-0.8473
<b>Total</b>	<b>0.00872</b>

$$\theta = 2.122$$

- c. Menghitung  $R_m$  (*Reflux Minimum*)

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

<b>Komponen</b>	<b><math>\alpha_i x_{iD}</math></b>
	<b><math>\alpha_i - \theta</math></b>
<i>Ethanol</i>	14.5399
Air	-0.1454
<b>Total</b>	<b>14.3945</b>

$$R_m + 1 = 14.3945$$

$$R_m = 13.3945$$

$$R = R_m \times 1.5$$

$$= 20.0917$$

- d. Menghitung *stages* teoritis dengan persamaan *Eduljee*

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0.75 \left[ 1 - \left( \frac{R - R_m}{R + 1} \right)^{0.566} \right]$$

$$= 0.75 \left[ 1 - \left( \frac{20.0917 - 13.3945}{20.0917 + 1} \right)^{0.566} \right]$$

$$= 0.75 \left[ 1 - \left( \frac{6.6972}{21.0917} \right)^{0.566} \right]$$

$$= 0.75 \times 0.4776$$

$$= 0.3582$$



$$\frac{N-Nm}{N+1} = 0.3582$$

$$N = \frac{0.3582 + 11.3200}{0.6418}$$

$$N = 18.1959 \approx 18 \text{ stages (dengan reboiler)}$$

e. Letak *feed* kolom

$$\begin{aligned} \log \frac{N_e}{N_s} &= 0.206 \log \left[ \frac{X_{HF}}{X_{LF}} \times \frac{W}{D} \times \left( \frac{X_{LW}}{X_{HD}} \right)^2 \right] \\ &= -0.8381 \end{aligned}$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 0.1452$$

$$N_e = 0.1452 N_s$$

$$N_e + N_s = 18.1959$$

$$N_s = 15.8891$$

$$\approx 16$$

$$N_e = N - N_s$$

$$= 2.3068$$

$$\approx 2$$

f. Perhitungan neraca massa pada Akumulator

$$\frac{L}{D} = R$$

$$\begin{aligned} L &= 2070.1859 \times 20.0917 \\ &= 41593.6522 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$V = D (R+1)$$

$$= 2070.1859 (20.0917 + 1)$$

$$= 43663.8381 \text{ kmol}$$

Perhitungan komponen *ethanol*

$$\begin{aligned} V_i &= V \times Y_{vi} \\ &= 43663.8381 \times 0.8369 \\ &= 36541.9587 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_i &= L \times Y_{vi} \\ &= 41593.6522 \times 0.8369 \\ &= 34809.4347 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_i &= D \times Y_{vi} \\ &= 2070.1859 \times 0.8369 \\ &= 1732.5240 \end{aligned}$$

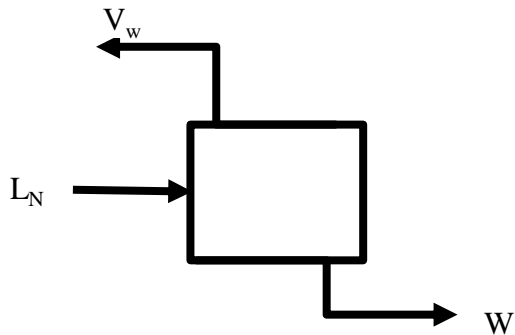
Menggunakan cara yang sama untuk komponen air

**Tabel A.15** Neraca Akumulator (kmol)

Komponen	V	L	D
<i>Ethanol</i>	36541.9587	34809.4347	1732.5240
Air	7121.8794	6784.2175	337.6619
<b>Total</b>	<b>43663.8381</b>	<b>41593.6522</b>	<b>2070.1859</b>
		<b>43663.8381</b>	

**Tabel A.16** Neraca Akumulator (kg)

Komponen	V	L	D
<i>Ethanol</i>	1680930.1013	1601233.9971	79696.1043
Air	128193.8287	122115.9146	6077.9141
<b>Total</b>	<b>1809123.9300</b>	<b>1723349.9116</b>	<b>85774.0184</b>
		<b>1809123.9300</b>	

Neraca massa *Reboiler*

Menurut Geankoplis (2003), untuk menghitung *vapor* pada *bottom* dapat menggunakan rumus :

$$V_d = V_b + (1-q) F$$

karena *feed* masuk pada *boiling point* maka  $q=1$ , sehingga

$$V_d = V_b$$

Untuk komponen (*ethanol*)

$$V_d = V_b$$

$$36541.9587 = 36541.9587$$

$$\begin{aligned}
 L_N &= V_b + W \\
 &= 36541.9587 + 17.5002 \\
 &= 36559.4590
 \end{aligned}$$

Menggunakan rumus yang sama untuk komponen air

**Tabel A.17** Neraca massa pada *reboiler* (kmol)

<b>Komponen</b>	<b>L<sub>N</sub></b>	<b>V</b>	<b>W</b>
<i>Ethanol</i>	36559.4590	36541.9587	17.5002
Air	40550.4068	7121.8794	33428.5275
<b>Total</b>	<b>77109.8658</b>	<b>43663.8381</b>	<b>33446.0277</b>
		<b>77109.8658</b>	

**Tabel A.18** Neraca massa pada *reboiler* (kg)

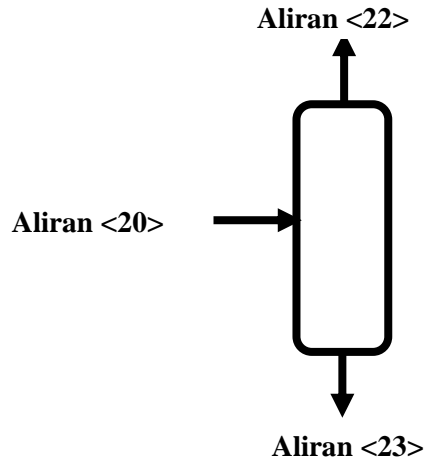
<b>Komponen</b>	<b>L<sub>N</sub></b>	<b>V</b>	<b>W</b>
<i>Ethanol</i>	1681735.1125	1680930.1013	805.0112
Air	729907.3230	128193.8287	601713.4943
<b>Total</b>	<b>2411642.4355</b>	<b>1809123.9300</b>	<b>602518.5055</b>
		<b>2411642.4355</b>	

**Tabel A.19** Neraca massa distilasi

<b>Aliran Masuk</b>		<b>Aliran Keluar</b>	
<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>
<i>Feed</i>	<b>&lt;19&gt;</b>		<b>&lt;20&gt;</b>
<i>Ethanol</i>	80501.1154	<i>Ethanol</i>	79696.1043
Air	607791.4084	Air	6077.9141
		Subtotal	85774.0184
			<b>&lt;21&gt;</b>
		<i>Ethanol</i>	805.0112
		Air	601713.4943
		Subtotal	602518.5055
<b>Total</b>	<b>688292.5239</b>	<b>Total</b>	<b>688292.5239</b>

### III.3 Dehidrasi Adsorpsi

Fungsi : untuk mengikat air yang terkandung dalam campuran *ethanol* -air dengan kemurnian ethanol mencapai 99.5%



Keterangan aliran :

<20> *ethanol*- air dari unit distilasi

<22> bioetanol

<23> air

**Tabel A.20** Komposisi *Feed*

Komponen	Massa (kg)	BM	kmol
<i>Ethanol</i>	79696.1043	46	1732.5240
Air	6077.9141	18	337.6619
<b>Total</b>	<b>85774.0184</b>		<b>2070.1859</b>

Asumsi : *zeolite* menyerap air hingga 95%

$$- \frac{95}{100} \times 337.6619 = 320.7788 \text{ kmol}$$

$$= 5774.0184 \text{ kg}$$

- Maka sisa air dalam *ethanol* adalah

$$337.6619 - 320.7788 = 16.8831 \text{ kmol}$$

$$= 303.8957 \text{ kg}$$

**Tabel A.21** Neraca masa dehirasi adsorpsi

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
	<20>		<22>
<i>Ethanol</i>	79696.1043	<i>Ethanol</i>	79696.1043
Air	6077.9141	Air	303.8957
		Subtotal	<b>80000</b>
			<23>
		<i>Air</i>	5774.0184
<b>Total</b>	<b>85774.0184</b>	<b>Total</b>	<b>85774.0184</b>

## APPENDIKS B

### PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas : 24000 bioetanol/tahun  
               : 80 ton bioetanol/hari  
               : 80000 kg bioetanol/hari  
 Operasi : 300 hari/tahun  
 Satuan Panas : kkal  
 Basis waktu : 1 hari  
 Suhu Referensi : 25 °C = 298 K

**Tabel B.1** *Heat Capacities Equation of Liquid (J/kmol K)*

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	276370	-2090	8.125	-0.01412	0.0000093701
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	102640	-139.6	-0.03003	0.002039	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	139.1	0.152			

Sumber : Tabel 2-153 Chapter 2 Chemical Engineers' Handbook  
(Perry, 1934)

**Tabel B.2** *Heat Capacities Equation of Inorganic Compounds (J/kmol K)*

Komponen	Cp at constant pressure	Range of T (K)
SiO <sub>2</sub>	$10.87T + 0.008712T^2 - 241200/T^2$	273-848
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	51.6/T	273-848
Lumpur	0.6/T	273-848

Sumber : Tabel 2-151 Chapter 2 Chemical Engineers' Handbook  
(Perry, 1934)

**Tabel B.3** *Heat Capacities Equation of Gas (J/kmol K)*

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	33.5	0.00688	7.604E-06	-3.593E-09
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	32585	87.4	0.05	
Udara	7.287	-0.00256	0.00000593	-2.738E-09
CO <sub>2</sub>	4.728	0.01754	-1.338E-05	4.097E-09

Sumber : Table E.1 Appendix E Basic Principles and Calculation  
in Chemical Engineering Handbook (Himmelblau, 1989)

**Tabel B.4** *Heat Capacities of Organic Compounds use  
Chues and Swanson method (J/kmol K)*

Simbol	Koefisien	Addition Rule
CH <sub>2</sub> OH	73.27	-
$\begin{array}{c}   \\ -\text{CH} \end{array}$	20.93	-
-OH	44.8	-
$\begin{array}{c} \diagup \\ \diagdown \end{array} \text{C}=\text{C}$	53	-
H-	14.65	-
$\begin{array}{c} -\text{C}-\text{O} \\   \\ \text{H} \end{array}$	53	-

Sumber : Table 8.3 Chapter 8 Chemical Engineering Design  
(Coulson, 1983)

**Tabel B.5** *Heat Capacities of Solid (J/kmol K)*

Komponen	A	B	C	D
Yeast	-13.264	0.1723	-0.0000976	1.967E-08

Sumber : (Sherwood, 1977)



**Tabel B.6** *Heat of Vaporization* (J/kmol)

Komponen	C1	C2	C3	C4
H <sub>2</sub> O	5.2E+07	0.3199	-0.212	0.25795
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	5.6E+07	0.31245		

Sumber : Table 2-153 Chemical Engineers' Handbook (Perry, 1934)

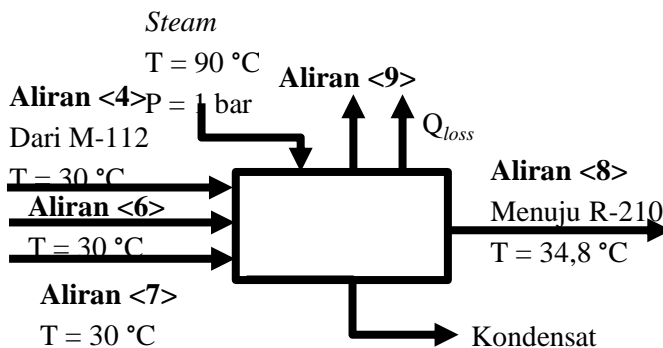
**Tabel B.7** *Heat of Formation* (kkal/kmol)

Komponen	$\Delta H_F$
Glucose	-70.4
Sucrose	-68.34
Fructose	-67.84
H <sub>2</sub> O	-68.32
CO <sub>2</sub>	-95.05
O <sub>2</sub>	0
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	-56.12

Sumber : (Sherwood, 1977)

### 1. Tangki Propagasi (R-110)

Fungsi : untuk perkembangbiakan *yeast* , sebelum *yeast* masuk dalam tangki fermentor untuk tahap fermentasi



Menghitung  $\int Cp \, dT$  masing-masing komponen aliran <4>

$$T = 30 \, ^\circ\text{C} \approx 303 \, \text{K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \, ^\circ\text{C} \approx 298 \, \text{K}$$

*Glucose* ( $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ )

Simbol	Koefisien	N
$\text{CH}_2\text{OH}$	73.27	1
$\begin{array}{c}   \\ -\text{CH} \end{array}$	20.93	4
$-\text{OH}$	44.8	4
$\begin{array}{c} \diagdown \\ \text{C}=\text{C} \\ \diagup \end{array}$	53	1
H-	14.65	1

Mencari  $C_p$  *glucose* menggunakan metode Chues dan Swanson dimana  $C_p = \sum N_i k_i$

Sumber : (Coulson, 1983)

Simbol	Koefisien	N	Total
$\text{CH}_2\text{OH}$	73.27	1	73.27
$\begin{array}{c}   \\ -\text{CH} \end{array}$	20.93	4	83.72
$-\text{OH}$	44.8	4	179.2
$\begin{array}{c} \diagdown \\ \text{C}=\text{O} \\ \diagup \end{array}$	53	1	53
H-	14.65	1	14.65
<b>Jumlah</b>			<b>403.84</b>

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int_{298}^{303} 404 T dT \\
 &= 403.84 (303 - 298) \\
 &= 2019.2 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 482.589 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

*Sucrose* ( $\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$ )

Simbol	Koefisien	N
$\text{CH}_2\text{OH}$	73.27	3
$\begin{array}{c}   \\ -\text{CH} \end{array}$	20.93	5
$-\text{OH}$	44.8	5
$\begin{array}{c} \diagup \\ \diagdown \end{array} \text{C}=\text{C}$	53	2
$\text{H}-$	14.65	2
$\begin{array}{c} -\text{C}-\text{O} \\   \\ \text{H} \end{array}$	53	1

Mencari  $C_p$  *sucrose* menggunakan metode Chues dan Swanson dimana  $C_p = \sum N_i k_i$   
*Sumber : (Coulson, 1983)*

Simbol	Koefisien	N	Total
CH <sub>2</sub> OH	73.27	3	219.81
$\begin{array}{c}   \\ -\text{CH} \end{array}$	20.93	5	104.65
-OH	44.8	5	224
$\begin{array}{c} \diagup \\ \diagdown \end{array} \text{C}=\text{C}$	53	2	106
H-	14.65	2	29.3
$\begin{array}{c} -\text{C}-\text{O} \\   \\ \text{H} \end{array}$	53	1	53
<b>Jumlah</b>			<b>736.76</b>

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{303} C_p dT &= \int_{298}^{303} 736.76 T dT \\
 &= 736.76 \left( \frac{303^2}{2} - \frac{298^2}{2} \right) \\
 &= 3683.8 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 880.428 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &\text{H}_2\text{SO}_4 \\
 \int_{298}^{303} C_p dT &= \int_{298}^{303} 139 + 0.1519 T dT \\
 &= 139 \left( \frac{303^2}{2} - \frac{298^2}{2} \right) + \frac{0.1519}{2} \left( \frac{303^3}{3} - \frac{298^3}{3} \right) \\
 &= 0.9237 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 0.2208 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

Lumpur

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{303} C_p dT &= \int_{298}^{303} 0.6 T dT \\
 &= 0.6 \left( \frac{303^2}{2} - \frac{298^2}{2} \right) \\
 &= 3 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

H<sub>2</sub>O

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{303} C_p dT &= \int_{298}^{303} \left( 276370 + -2090.1 T + 8.13 T^2 + -0.014116 T^3 + 0.0000093701 T^4 \right) dT \\
 &= 276370 \left( \frac{303}{1} - \frac{298}{1} \right) + \frac{-2090.1}{2} \left( \frac{303^2}{2} - \frac{298^2}{2} \right) + \frac{8.125}{3} \left( \frac{303^3}{3} - \frac{298^3}{3} \right) + \frac{-0.014116}{4} \left( \frac{303^4}{4} - \frac{298^4}{4} \right) + \frac{0.0000093701}{5} \left( \frac{303^5}{5} - \frac{298^5}{5} \right) \\
 &= 376.748 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 90.0429 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

SiO<sub>2</sub>

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{303} C_p dT &= \int_{298}^{303} \left( 10.9 T + 0.00871 T^2 - \frac{241200}{T^2} \right) dT \\
 &= 10.9 \left( \frac{303^2}{2} - \frac{298^2}{2} \right) + 0.00871 \left( \frac{303^3}{3} - \frac{298^3}{3} \right) - 241200 \left( \frac{1}{298} - \frac{1}{303} \right)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 & (303 - 298) - \frac{241200}{(303^2 - 298^2)} \\
 & = 54.4825 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 & \text{(NH}_4\text{)}_2\text{SO}_4 \\
 \int \text{Cp dT} &= \int_{298}^{303} 51.6 \text{ T dT} \\
 &= 51.6 (303 - 298) \\
 &= 258 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

**Menghitung  $\int \text{Cp dT}$  masing-masing komponen aliran <4>**

$$T = 30^\circ\text{C} \approx 303 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} \approx 298 \text{ K}$$

*Yeast*

$$\begin{aligned}
 \int \text{Cp dT} &= \int_{298}^{303} -13.264 + 0.1723 \text{ T} + \\
 &\quad -0.0000976 \text{ T}^2 + 1.967\text{E-}08 \text{ T}^3 \text{ dT} \\
 &= -13.264 (303 - 298) + \frac{0.1723}{2} \\
 &\quad (303 - 298)^2 + \frac{-1\text{E-}04}{3} (303 - 298)^3 \\
 &\quad + \frac{2\text{E-}08}{4} (303 - 298)^4 \\
 &= 151.162 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 36.1278 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

Udara

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{303} C_p dT &= \int_{298}^{303} 7.287 + -0.00256 T + 0.00000593 T^2 + -2.738E-09 T^3 dT \\
 &= 7.287 (303 - 298) + \frac{-0.00256}{2} (303 - 298)^2 + \frac{5.9E-06}{3} (303 - 298)^3 + \frac{-3E-09}{4} (303 - 298)^4 \\
 &= 34.8946 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 8.3398 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

### Menghitung *Enthalpy* Masuk Reaktor

$$T_{\text{masuk}} = 30^\circ\text{C} \approx 303 \text{ K}$$

**Tabel B.8** *Enthalpy* aliran <4>

Komponen	Massa (kg)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_4$ (kkal)
<i>Glucose</i>	7577.7866	482.5888	3656954.9444
<i>Sucrose</i>	2364.2694	880.4282	2081569.4704
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	324.3293	0.2208	71.6026
Lumpur	151.5557	3.0000	454.6672
H <sub>2</sub> O	55570.4351	90.0429	5003722.4746
SiO <sub>2</sub>	1706.5175	54.4825	92975.2746
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	15011.2344	258.0000	3872898.4797
<b>Total</b>	<b>82706.1281</b>		<b>14708646.9135</b>

**Tabel B.9** *Enthalpy* aliran <6>

Komponen	Massa (kg)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	<b>H<sub>6</sub> (kkal)</b>
<i>Yeast</i>	397.9809	36.1278	14378.1550
<b>Total</b>	<b>397.9809</b>		<b>14378.1550</b>

**Tabel B.9** *Enthalpy* aliran <7>

Komponen	Massa (kg)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	<b>H<sub>7</sub> (kkal)</b>
Udara	50255.1698	8.3398	419118.0240
<b>Total</b>	<b>50255.1698</b>		<b>419118.0240</b>

**Menghitung Panas Reaksi pada tangki Propagasi**

Produk dan reaktan tidak pada suhu 25 °C, sehingga perhitungan panas reaksi sebagai berikut :

$$Q = \Delta H_{R_x} = (H \text{ produk} - H \text{ reaktan}) + \Delta H_{R_x \text{ 25}}$$

Reaksi-I :



Menghitung  $H_{R_x \text{ 25}}$  pada reaksi- I

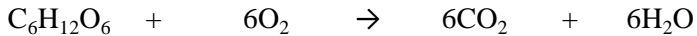
**Tabel B.10** Panas reaksi-I pada 25°C

Komponen	$C_{12}H_{22}O_{11}$	$H_2O$	$C_6H_{12}O_6$	$C_6H_{12}O_6$
$\Delta H_{f \text{ 25}}$ (kkal/kmol)	-68.34	-68.32	-70.4	-67.84
<b>n (kmol)</b>	7.3265	7.3265	7.3265	7.3265
<b>n*<math>\Delta H_f</math> 25 (kkal)</b>	-500.6954	-500.5488	-515.7880	-497.0321

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{f \text{ 25}} &= (n \times \Delta H_{f \text{ 25}} \text{ produk}) - (n \times \Delta H_{f \text{ 25}} \text{ reaktan}) \\
 &= -1012.8201 - -1001.2442 \\
 &= -11.5759 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$



Reaksi-II :



Menghitung  $H_{R\ 25}$  pada reaksi- II

**Tabel B.11** Panas reaksi-I pada 25°C

Komponen	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	$\text{O}_2$	$\text{CO}_2$	$\text{H}_2\text{O}$
$\Delta H_{f\ 25}$ (kkal/kmol)	-70.4	0	-95.05	-68.32
n (kmol)	61.1271	366.8	366.7625	366.7625
$n \cdot \Delta H_f\ 25$ (kkal)	-4303.35	0	-34860.7726	-25057.21

$$\begin{aligned}\Delta H_{f\ 25} &= (n \times \Delta H_{f\ 25\ \text{produk}}) - (n \times \Delta H_{f\ 25\ \text{reaktan}}) \\ &= -59917.9844 - -4303.3463 \\ &= -55614.6381 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total Panas Reaksi } (\Delta H_{R\ x}) &= \Delta H_{R\ x\ \text{reaksi-I}} + \Delta H_{R\ x\ \text{reaksi-II}} \\ &= -11.5759 + -55614.6381 \\ &= -55626.2141 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Menghitung  $\int \text{Cp dT}$  masing-masing komponen aliran <8>

$$T = 34.8\ ^\circ\text{C} \approx 307.8\ \text{K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25\ ^\circ\text{C} \approx 298\ \text{K}$$

Glucose ( $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ )

$$\begin{aligned}\int \text{Cp dT} &= \int_{298}^{307.8} 404\ T\ dT \\ &= 403.84\ (308 - 298) \\ &= 3957.63\ \text{kJ/kmol}^\circ\text{C} \\ &= 945.874\ \text{kkal/kmol K}\end{aligned}$$

*Sucrose* ( $C_{12}H_{22}O_{11}$ )

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{307.8} C_p dT &= \int_{298}^{307.8} 737 \, T dT \\
 &= 736.76 \, (308 - 298) \\
 &= 7220.25 \, \text{kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 1725.64 \, \text{kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

$H_2SO_4$

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{307.8} C_p dT &= \int_{298}^{307.8} 139 + 0.1519 \, T dT \\
 &= 139 \, (308 - 298) + \frac{0.1519}{2} \\
 &\quad (307.8 - 298)^2 \\
 &= 1.8141 \, \text{kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 0.4336 \, \text{kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

Lumpur

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{307.8} C_p dT &= \int_{298}^{307.8} 0.6 \, T dT \\
 &= 0.6 \, (308 - 298) \\
 &= 5.88 \, \text{kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

$H_2O$

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{307.8} C_p dT &= \int_{298}^{307.8} 276370 + -2090.1 \, T + 8.13 \\
 &\quad T^2 + -0.014116 \, T^3 + 0.0000093701 \, T^4 dT \\
 &= 276370 \, (308 - 298) + \frac{-2090.1}{2} \\
 &\quad (307.8 - 298)^2 + \frac{8.125}{3}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& (308 - 298)^3 + \frac{-0.014116}{4} (308 - 298)^4 + \frac{0.0000093701}{5} (307.8 - 298)^5 \\
& = 738.151 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
& = 176.4181 \text{ kkal/kmol K}
\end{aligned}$$

SiO<sub>2</sub>

$$\begin{aligned}
\int_{298}^{307.8} C_p dT &= \int_{298}^{307.8} 10.9 T + 0.00871 T - \frac{241200}{T^2} dT \\
&= 10.9 (308 - 298) + 0.00871 (308 - 298) - \frac{241200}{(308^2 - 298^2)} \\
&= 106.7816 \text{ kkal/kmol K}
\end{aligned}$$

Biomassa akhir

$$\begin{aligned}
\int_{298}^{307.8} C_p dT &= \int_{298}^{307.8} -13.264 + 0.1723 T + \\
&\quad -0.0000976 T^2 + 1.967E-08 T^3 dT \\
&= -13.264 (308 - 298) + \frac{0.1723}{2} (308 - 298)^2 \\
&\quad + \frac{-1E-04}{3} (308 - 298)^3 + \frac{2E-08}{4} (307.8 - 298)^4 \\
&= 299.067 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
&= 71.4770 \text{ kkal/kmol K}
\end{aligned}$$

Fructose ( $C_6H_{12}O_6$ )

Simbol	Koefisien	N
$CH_2OH$	73.27	1
$\begin{array}{c}   \\ -CH- \end{array}$	20.93	4
$-OH$	44.8	4
$\begin{array}{c} \diagup \\ \diagdown \end{array} C=O$	53	1

Mencari  $C_p$  fructose menggunakan metode Chues dan Swanson dimana  $C_p = \sum N_i k_i$   
 Sumber : (Coulson, 1983)

Simbol	Koefisien	N	Total
$CH_2OH$	73.27	2	146.54
$\begin{array}{c}   \\ -CH- \end{array}$	20.93	3	62.79
$-OH$	44.8	3	134.4
$\begin{array}{c} \diagup \\ \diagdown \end{array} C=O$	53	1	53
<b>Jumlah</b>			<b>396.73</b>

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{307.8} C_p dT &= \int_{298}^{307.8} 396.73 T dT \\
 &= 396.73 \left( \frac{308}{2} - \frac{298}{2} \right) \\
 &= 3887.95 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 929.221 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

**Menghitung  $\int C_p dT$  komponen aliran <9>**

$$T = 34.8 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 307.8 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 298 \text{ K}$$

Udara

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int_{298}^{307.8} 7.287 + -0.00256 T + \\ &\quad 0.00000593 T^2 + -2.738\text{E-}09 T^3 dT \\ &= 7.287 (308 - 298) + \frac{-0.00256}{2} \\ &\quad (308 - 298)^2 + \frac{5.9\text{E-}06}{3} (308 - 298)^3 \\ &\quad + \frac{-2.7\text{E-}09}{4} (307.8 - 298)^4 \\ &= 68.3999 \text{ kJ/kmol}^{\circ}\text{C} \\ &= 16.3476 \text{ kkal/kmol K} \end{aligned}$$

CO<sub>2</sub>

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int_{298}^{307.8} 4.728 + 0.01754 T + \\ &\quad -0.00001338 T^2 + 4.097\text{E-}09 T^3 dT \\ &= 4.728 (308 - 298) + \frac{0.01754}{2} \\ &\quad (308 - 298)^2 + \frac{-1\text{E-}05}{3} (308 - 298)^3 \\ &\quad + \frac{4.1\text{E-}09}{4} (307.8 - 298)^4 \\ &= 87.4851 \text{ kJ/kmol}^{\circ}\text{C} \\ &= 20.9089 \text{ kkal/kmol K} \end{aligned}$$

### Menghitung *Enthalpy* Keluar Reaktor

$$T_{\text{keluar}} = 34.8 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 308 \text{ K}$$

**Tabel B.12** *Enthalpy* aliran <8>

Komponen	Massa (kg)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_8$ (kkal)
<i>Glucose</i>	4946.9933	945.8740	4679232.5580
<i>Sucrose</i>	111.1207	1725.6393	191754.1796
<i>Fructose</i>	4946.9933	929.2210	4596850.0712
$\text{H}_2\text{SO}_4$	324.3293	0.4336	140.6181
Lumpur	151.5557	5.8800	891.1477
$\text{H}_2\text{O}$	61388.2403	176.4181	10829995.7576
$\text{SiO}_2$	1706.5175	106.7816	182224.6377
Biomassa akhir	5570.7643	71.4770	398181.4281
<b>Total</b>	<b>79146.5144</b>		<b>20879270.3981</b>

**Tabel B.13** *Enthalpy* aliran <9>

Komponen	Massa (kg)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_9$ (kkal)
Udara	39701.5842	16.3476	649024.6070
$\text{CO}_2$	14511.1803	20.9089	303413.4508
<b>Total</b>	<b>54212.7644</b>		<b>952438.0578</b>

$$\begin{aligned}
 \Sigma \text{ Panas masuk} &= \Sigma \text{ Panas keluar} \\
 H_4 + H_6 + H_7 &= H_8 + H_9 + \Delta H_{\text{Rx}} \\
 15142143.0926 \text{ kkal} &= ( 21831708.4559 + \\
 &\quad -55626.2141 ) \text{ kkal} \\
 15142143.0926 \text{ kkal} &= 21776082.2419 \text{ kkal} \\
 \Sigma \text{ Panas keluar} - \Sigma \text{ Panas masuk} &= 0 \\
 ( 21776082.2419 - 15142143.0926 ) \text{ kkal} &= \\
 &\quad 6633939.1493 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Karena  $\Sigma$  Panas keluar -  $\Sigma$  Panas masuk tidak sama dengan 0 membutuhkan dan bernilai positif maka reaksi yang terjadi adalah reaksi endoterm. Reaksi ini menyerap panas, sehingga membutuhkan *steam* .

Neraca Panas Total

$$H_4 + H_6 + H_7 + Q_{supply} = H_8 + H_9 + Q_{loss}$$

$Q_{loss}$  sebesar 0,05  $Q_{supply}$ , sehingga :

$$15142143.0926 + Q_{supply} = 21831708.4559$$

$$+ 0.05 Q_{loss}$$

$$0.95 Q_{supply} = 6689565.3633$$

$$Q_{supply} = 7041647.751 \text{ kkal}$$

$$Q_{loss} = 352082.3875 \text{ kkal}$$

### Menghitung Massa *Steam* yang dibutuhkan

*Steam* yang digunakan adalah *steam saturated* yang memiliki suhu 90 °C dan tekanan 1 bar

T (°C)	P (kPa)	HI (kkal/kg)	Hv (kJ/kg)	$\lambda$
90	70.14	2660.1	376.92	2283.18

Sumber : Appendix A.2-9 Properties of Saturated Steam and Water (Geankoplis, 1978)

$$Q_{supply} = \text{massa} \times \lambda$$

$$7041647.751 = \text{massa} \times 2283.18$$

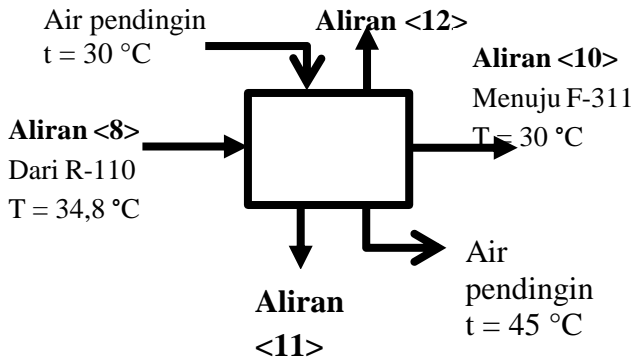
$$\text{massa} = 3084.1404 \text{ kg}$$

**Tabel B.14** Neraca Panas Total

Masuk		Keluar	
H <sub>4</sub>	14708646.9135	H <sub>8</sub>	20879270.3981
H <sub>6</sub>	14378.1550	H <sub>9</sub>	952438.0578
H <sub>7</sub>	419118.0240	Q <sub>loss</sub>	352082.3875
Q <sub>supply</sub>	7041647.751		
<b>Total</b>	<b>22183790.8435</b>	<b>Total</b>	<b>22183790.8435</b>

## 2. Tangki Fermentor (R-210)

Fungsi : untuk mengubah  $C_6H_{12}O_6$  menjadi  $C_2H_5OH$  dengan bantuan yeast *S.Cerevisiae* yang berasal dari tangki propagasi. 90% dari mixer masuk dalam tangki fermentor



**Enthalpy masuk tangki Fermentor**

$$T_{\text{masuk}} = 34.8 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 308 \text{ K}$$



**Tabel B.15** *Enthalpy aliran <8>*

Komponen	Massa (kg)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_g$ (kkal)
<i>Glucose</i>	73147.0727	945.8740	69187917.7766
<i>Sucrose</i>	21389.5454	1725.6393	36910639.6381
<i>Fructose</i>	4946.9933	929.2210	4596850.0712
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2918.9634	0.4336	1265.5628
Lumpur	1515.5573	5.8800	8911.4770
H <sub>2</sub> O	561522.1562	176.4181	99062663.1988
SiO <sub>2</sub>	17065.1754	106.7816	1822246.3772
Biomassa akhir	5570.7643	71.4770	398181.4281
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	135101.11	258.0000	34856086.32
<b>Total</b>	<b>823177.3379</b>		<b>246844761.8474</b>

**Menghitung Panas Reaksi pada tangki Fermentor**

Produk dan reaktan tidak pada suhu 25 °C, sehingga perhitungan panas reaksi sebagai berikut :

$$Q = \Delta H_{R_x} = (H \text{ produk} - H \text{ reaktan}) + \Delta H_{R_x \text{ 25}}$$

Reaksi- I :



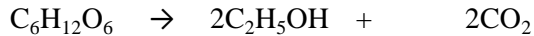
Menghitung  $H_{R_x \text{ 25}}$  pada reaksi- I

**Tabel B.16** Panas reaksi-I pada 25°C

Komponen	C <sub>12</sub> H <sub>22</sub> O <sub>11</sub>	H <sub>2</sub> O	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>
$\Delta H_{f \text{ 25}}$ (kkal/kmol)	-68.34	-68.32	-70.4	-67.84
n (kmol)	66.2832	66.2832	66.2832	66.2832
<b>n*ΔH<sub>f</sub> 25 (kkal)</b>	<b>-4529.79</b>	<b>-4528.47</b>	<b>-4666.33</b>	<b>-4496.65</b>

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{f\ 25} &= (n \times \Delta H_{f\ 25\ \text{produk}}) - (n \times \Delta H_{f\ 25\ \text{rektan}}) \\
 &= -9162.9834 - -9058.2560 \\
 &= -104.7274\ \text{kkal}
 \end{aligned}$$

Reaksi-II :



Menghitung  $H_{\text{Rx}\ 25}$  pada reaksi- II

**Tabel B.17** Panas reaksi-I pada 25°C

Komponen	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$	$2\text{CO}_2$
$\Delta H_{f\ 25}\ (\text{kkal/kmol})$	-70.4	-56.12	-95.05
<b>n (kmol)</b>	982.3401	1964.6803	1964.6803
<b>n*<math>\Delta H_f\ 25</math> (kkal)</b>	-69156.7453	-110257.86	-186742.86

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{f\ 25} &= (n \times \Delta H_{f\ 25\ \text{produk}}) - (n \times \Delta H_{f\ 25\ \text{rektan}}) \\
 &= -297000.7156 - -69156.7453 \\
 &= -227843.9703\ \text{kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total Panas Reaksi } (\Delta H_{\text{Rx}}) &= \Delta H_{\text{Rx reaksi-I}} + \Delta H_{\text{Rx reaksi-II}} \\
 &= -104.7274 + -227843.9703 \\
 &= -227948.6977\ \text{kkal}
 \end{aligned}$$

**Menghitung  $\int C_p dT$  komponen aliran <10>**

$$T = 30\text{ }^{\circ}\text{C} \approx 303\text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} \approx 298\text{ K}$$

*Ethanol* ( $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ )

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int_{298}^{303} 102640 + -139.63 T + \\ &\quad -0.0300341 T^2 + 0.0020386 T^3 dT \\ &= 102640 (303 - 298) + \frac{-139.63}{2} \\ &\quad (303 - 298)^2 + \frac{-0.03}{3} (303 - 298)^3 \\ &\quad + \frac{0.00204}{4} (303 - 298)^4 \\ &= 566.454\text{ kJ/kmol}^{\circ}\text{C} \\ &= 135.3824\text{ kkal/kmol K} \end{aligned}$$

*Fructose* ( $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ )

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int_{298}^{303} 397 T dT \\ &= 396.73 (303 - 298) \\ &= 1983.65\text{ kJ/kmol}^{\circ}\text{C} \\ &= 474.092\text{ kkal/kmol K} \end{aligned}$$

$\text{CO}_2$

$$\begin{aligned} \int C_p dT &= \int_{298}^{303} 4.728 + 0.01754 T + \\ &\quad -0.00001338 T^2 + 4.097\text{E-}09 T^3 dT \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 4.728 \left( 303 - 298 \right) + \frac{0.01754}{2} \\
&\left( 303 - 298 \right)^2 + \frac{-1\text{E-}05}{3} \left( 303 - 298 \right)^3 \\
&+ \frac{4.1\text{E-}09}{4} \left( 303 - 298 \right)^4 \\
&= 44.5085 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
&= 10.6375 \text{ kkal/kmol K}
\end{aligned}$$

### Menghitung *Enthalpy* Keluar Fermentor

$$T_{\text{keluar}} = 30^\circ\text{C} \approx 303 \text{ K}$$

**Tabel B.18** *Enthalpy* aliran <10>

Komponen	Massa (kg)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_{10}$ (kkal)
<i>Glucose</i>	1622.4581	482.5888	782980.1091
<i>Sucrose</i>	1005.3086	880.4282	885102.0730
<i>Fructose</i>	1622.4581	474.0924	769194.9749
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2918.9634	0.2208	644.4237
H <sub>2</sub> O	560449.3016	90.0429	50464473.8012
SiO <sub>2</sub>	17065.1754	54.4825	929752.7458
<i>Ethanol</i>	81267.1237	135.3824	11002140.4831
<b>Total</b>	<b>665950.7890</b>		<b>64834288.6107</b>

**Tabel B.19** *Enthalpy* aliran <11>

Komponen	Massa (kg)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_{11}$ (kkal)
Biomassa akhir	77977.2212	36.1278	2817141.7667
Lumpur	1515.5573	3.0000	4546.6720
<b>Total</b>	<b>79492.7785</b>		<b>2821688.4386</b>

**Tabel B.20** *Enthalpy* aliran <12>

Komponen	Massa (kg)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_{12}$ (kkal)
CO <sub>2</sub>	77733.7705	10.6375	826895.9420
<b>Total</b>	<b>77733.7705</b>		<b>826895.9420</b>

$$\begin{aligned}
 \Sigma \text{ Panas masuk} &= \Sigma \text{ Panas keluar} \\
 H_5 + H_8 &= H_{10} + H_{11} + H_{12} + \Delta H_{R_x} \\
 246844761.85 \text{ kkal} &= ( 68482872.9914 + \\
 &\quad -227948.6977 ) \text{ kkal} \\
 246844761.85 \text{ kkal} &= 68254924.2937 \text{ kkal} \\
 \Sigma \text{ Panas keluar} - \Sigma \text{ Panas masuk} &= 0 \\
 ( 68254924.2937 - 246844761.85 ) \text{ kkal} &= \\
 &\quad -178589837.5537 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Karena  $\Sigma$  Panas keluar -  $\Sigma$  Panas masuk tidak sama dengan 0 dan bernilai negatif maka reaksi yang terjadi adalah reaksi eksoterm. Reaksi ini melepas panas, sehingga membutuhkan air pendingin.

Neraca Panas Total

$$\begin{aligned}
 H_5 + H_8 &= H_{10} + H_{11} + H_{12} + Q_{\text{serap}} \\
 246844761.85 &= 68482872.9914 + Q_{\text{serap}} \\
 Q_{\text{serap}} &= 178361888.86 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

### Menghitung massa air yang digunakan

$$\text{Suhu air masuk} = 30^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu air keluar} = 45^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned}
 H \text{ air masuk} &= \frac{m}{18} \int_{298}^{303} 276370 + -2090.1 T + \\
 &\quad 8.13 T^2 + -0.014116 T^3 + 0.0000093701 T^4 dT
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{m}{18} \left[ 276370 (303 - 298) + \right. \\
&\frac{-2090.1}{2} (303 - 298)^2 + \frac{8.125}{3} (303 - \\
&298)^3 + \frac{-0.014116}{4} (303 - 298)^4 + \\
&\left. \frac{0.0000093701}{5} (303 - 298)^5 \right]
\end{aligned}$$

$$= \frac{m}{18} [376.748]$$

$$= \frac{m}{18} [90.0429]$$

$$\begin{aligned}
&= 5.0024 \text{ m} \\
\text{H air keluar} &= \frac{m}{18} \int_{298}^{318} 276370 + -2090.1 T +
\end{aligned}$$

$$8.13 T^2 + -0.014116 T^3 + 0.0000093701 T^4 dT$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{m}{18} \left[ 276370 (318 - 298) + \right. \\
&\frac{-2090.1}{2} (318 - 298)^2 + \frac{8.125}{3} (318 - \\
&298)^3 + \frac{-0.014116}{4} (318 - 298)^4 + \\
&\left. \frac{0.0000093701}{5} (318 - 298)^5 \right]
\end{aligned}$$

$$= \frac{m}{18} [1505.67]$$

$$= \frac{m}{18} [359.8546]$$

$$= 19.9919 \text{ m}$$

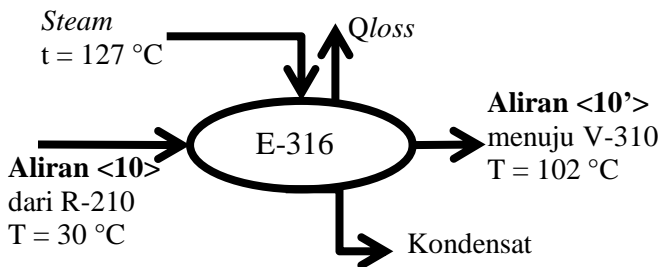
$$\begin{aligned}
 Q_{\text{serap}} &= H_{\text{air keluar}} - H_{\text{air masuk}} \\
 178361888.86 &= (19.9919 - 5.0024) \text{ m} \\
 178361888.86 &= 14.9895 \text{ m} \\
 \text{Massa air} &= 11899090.45 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.21** Neraca Panas Total

Masuk		Keluar	
H <sub>5</sub>	246844761.85	H <sub>10</sub>	64834288.6107
		H <sub>11</sub>	2821688.4386
		H <sub>12</sub>	826895.9420
		Q <sub>serap</sub>	178361888.86
<b>Total</b>	<b>246844761.8474</b>	<b>Total</b>	<b>246844761.8474</b>

### 3. Heat Exchanger E-316

Fungsi : untuk memanaskan *Molase Broth* sebelum dialirkan menuju evaporator, mengubah fase dari *liquid* menjadi *vapor*



### *Enthalpy* masuk tangki Heat Exchanger E-316

$$T_{\text{masuk}} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 303 \text{ K}$$

**Tabel B.22** *Enthalpy* aliran <10>

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b><math>\int C_p dT</math> (kkal/kmol)</b>	<b><math>H_{10}</math> (kkal)</b>
<i>Glucose</i>	1622.4581	482.5888	782980.1091
<i>Sucrose</i>	1005.3086	880.4282	885102.0730
<i>Fructose</i>	1622.4581	474.0924	769194.9749
$H_2SO_4$	2918.9634	0.2208	644.4237
$H_2O$	560449.3016	90.0429	50464473.8012
$SiO_2$	17065.1754	54.4825	929752.7458
<i>Ethanol</i>	81267.1237	135.3824	11002140.4831
<b>Total</b>	<b>665950.7890</b>		<b>64834288.6107</b>

Menghitung  $\int C_p dT$  masing-masing komponen aliran <10>

$$T = 45.8 \text{ } ^\circ\text{C} \approx 318.8 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} \approx 298 \text{ K}$$

*Glucose* ( $C_6H_{12}O_6$ )

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int_{298}^{318.8} 404 \text{ T } dT \\
 &= 403.84 \text{ ( } 319 - 298 \text{ )} \\
 &= 8399.87 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 2007.57 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

*Sucrose* ( $C_{12}H_{22}O_{11}$ )

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int_{298}^{318.8} 737 \text{ T } dT \\
 &= 736.76 \text{ ( } 319 - 298 \text{ )} \\
 &= 15324.6 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 3662.58 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$



*Fructose* ( $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ )

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{318.8} C_p dT &= \int_{298}^{318.8} 397 T dT \\
 &= 396.73 (319 - 298) \\
 &= 8251.98 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 1972.22 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

$\text{H}_2\text{SO}_4$

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{318.8} C_p dT &= \int_{298}^{318.8} 139 + 0.1519 T dT \\
 &= 139 (319 - 298) + \frac{0.1519}{2} \\
 &\quad (318.8 - 298)^2 \\
 &= 3.8677 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 0.9244 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

$\text{H}_2\text{O}$

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{318.8} C_p dT &= \int_{298}^{318.8} 276370 + -2090.1 T + 8.13 \\
 &\quad T^2 + -0.014116 T^3 + 0.0000093701 T^4 dT \\
 &= 276370 (319 - 298) + \frac{-2090.1}{2} \\
 &\quad (319 - 298)^2 + \frac{8.125}{3} (319 - 298)^3 \\
 &\quad + \frac{-0.014116}{4} (318.8 - 298)^4 + \frac{0.0000093701}{5} \\
 &\quad (319 - 298)^5 \\
 &= 1565.86 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 374.2397 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

SiO<sub>2</sub>

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{318.8} C_p dT &= \int_{298}^{318.8} 10.9 T + 0.00871 T^2 - \frac{241200}{T^2} dT \\
 &= 10.9 \left( \frac{319^2}{2} - \frac{298^2}{2} \right) + 0.00871 \left( \frac{319^3}{3} - \frac{298^3}{3} \right) - \frac{241200}{\left( \frac{319}{2} - \frac{298}{2} \right)} \\
 &= 226.6201 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

*Ethanol* (C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>OH)

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{318.8} C_p dT &= \int_{298}^{318.8} 102640 + -139.63 T + -0.0300341 T^2 + 0.0020386 T^3 dT \\
 &= 102640 \left( \frac{319}{2} - \frac{298}{2} \right) + \frac{-139.63}{2} \left( \frac{319^2}{2} - \frac{298^2}{2} \right) + \frac{-0.03}{3} \left( \frac{319^3}{3} - \frac{298^3}{3} \right) \\
 &\quad + \frac{0.00204}{4} \left( \frac{318.8^4}{4} - \frac{298^4}{4} \right) \\
 &= 2424.97 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 579.5667 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

**Enthalpy keluar Heat Exchanger E-316**

$$T_{\text{keluar}} = 45.8 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 319 \text{ K}$$

**Tabel B.23 Enthalpy aliran <10>**

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b><math>\int C_p dT</math> (kkal/kmol)</b>	<b><math>H_{10}</math> (kkal)</b>
<i>Glucose</i>	1622.4581	2007.5694	3257197.2537
<i>Sucrose</i>	1005.3086	3662.5813	3682024.6235
<i>Fructose</i>	1622.4581	1972.2242	3199851.0956
$\text{H}_2\text{SO}_4$	2918.9634	0.9244	2698.2155
$\text{H}_2\text{O}$	560449.3016	374.2397	209742372.70
$\text{SiO}_2$	17065.1754	226.6201	3867311.2316
<i>Ethanol</i>	81267.1237	579.5667	47099722.4124
<b>Total</b>	<b>665950.7890</b>		<b>270851177.5352</b>

Neraca Panas Total

$$H_{10} + Q_{\text{supply}} = H_{10}' + Q_{\text{loss}}$$

$Q_{\text{loss}}$  sebesar 0,05  $Q_{\text{supply}}$ , sehingga :

$$64834288.6107 + Q_{\text{supply}} = 270851177.54 + 0.05 Q_{\text{loss}}$$

$$0.95 Q_{\text{supply}} = 206016888.92 + Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{supply}} = 216859883.1 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 10842994.15 \text{ kkal}$$

**Menghitung Massa Steam yang dibutuhkan**

Steam yang digunakan adalah *steam saturated* yang memiliki suhu 127 °C dan tekanan 1 bar

<b>T (°C)</b>	<b>P (kPa)</b>	<b>HI (kkal/kg)</b>	<b>Hv (kJ/kg)</b>	<b><math>\lambda</math></b>
127	105	95	1116.5	1021.5

Sumber : Appendix A.2-9 Properties of Saturated Steam and Water (Geankoplis, 1978)

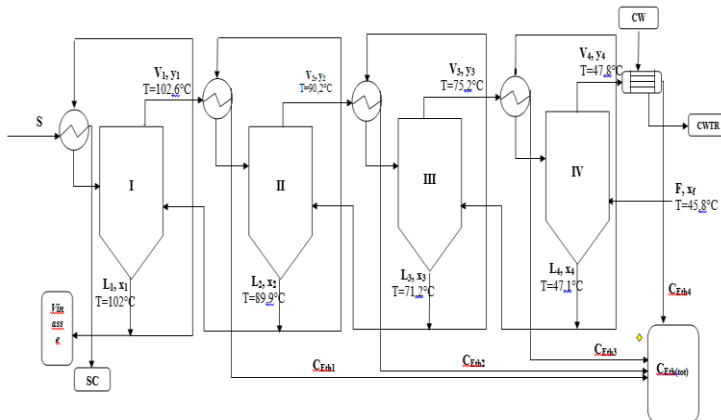
<i>Qsupply</i>	=	massa x λ
216859883.1	=	massa x 1021.5
massa	=	212295.5292 kg

**Tabel B.24 Neraca Panas Total**

Masuk		Keluar	
H <sub>10</sub>	64834288.6107	H <sub>10</sub> '	270851177.54
<i>Qsupply</i>	216859883.1	<i>Qloss</i>	10842994.15
<b>Total</b>	<b>281694171.6891</b>	<b>Total</b>	<b>281694171.6891</b>

## 4. Evaporator

Fungsi : untuk memisahkan antara *liquid molase broth* dengan *liquid ethanol* -air



**Neraca Panas Total :**

$$\Delta H_{feed} + Q_{steam} = \Delta H_{produk} + Q_{loss}$$

**Perhitungan *Boiling Point Rise* (BPR) dan *temperature* tiap efek evaporator** (*Geankoplis, 1978*)

$$\begin{aligned} \text{BPR}^{\circ}\text{C} &= 1.78 \times X_1 + 6.22 \times X_2^2 \\ X_1 &= 0.0693 \\ X_2 &= 0.1838 \\ X_3 &= 0.2200 \\ X_4 &= 0.2355 \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh BPR tiap wfwk :

$$\begin{aligned} \text{BPR}_1 &= 0.15^{\circ}\text{C} \\ \text{BPR}_2 &= 0.54^{\circ}\text{C} \\ \text{BPR}_3 &= 0.69^{\circ}\text{C} \\ \text{BPR}_4 &= 0.76^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

Diketahui :

- Kondisi vacuum pada efek 4
- Suhu *steam* masuk,  $T_{Si}$  :
  - Efek-I =  $121^{\circ}\text{C}$
  - Efek-II =  $102^{\circ}\text{C}$
  - Efek-III =  $89.9^{\circ}\text{C}$
  - Efek-IV =  $75.2^{\circ}\text{C}$
  - Condenser* =  $47.8^{\circ}\text{C}$

**Perhitungan Neraca Energi Evaporator**

Data *steam* (*steam stable*) :

Suhu <i>steam</i> ( $^{\circ}\text{C}$ )		$\Delta H_{\text{sat liquid}}$	$\Delta H_{\text{evaporation}}$	$\Delta H_{\text{sat vapor}}$
$T_{S1}$	121	507.97	2199.73	2707.7
$T_{S2}$	102	427.7	2251.5	2679.2
$T_{S3}$	89.9	376.5	2283.4	2659.9
$T_{S4}$	75.2	314.91	2328.79	2643.7
$T_{S5}$	47.8	200.14	2388.06	2588.2

Efek-I :

$$\begin{aligned}
 H_1 &= H_{S2} (\text{saturation enthalpy pada } T_{S2}) + (1.884 \times BPR_1) \\
 &= 2679.2 + 0.2887 \\
 &= 2679.4887 \text{ kJ/kg} \approx 640.398 \text{ kkal/kg} \\
 \lambda_{S1} &= H_{S1} (\text{vapor enthalpy pada } T_{S1}) - H_{S1} (\text{liquid sat pada } T_{S1}) \\
 &= 2707.7 - 507.97 \\
 &= 2199.73 \text{ kJ/kg} \approx 525.735 \text{ kkal/kg}
 \end{aligned}$$

Efek-I :

$$\begin{aligned}
 H_2 &= H_{S3} (\text{saturation enthalpy pada } T_{S3}) + (1.884 \times BPR_2) \\
 &= 2659.9 + 1.0124 \\
 &= 2660.9124 \text{ kJ/kg} \approx 635.958 \text{ kkal/kg} \\
 \lambda_{S2} &= H_{S2} (\text{vapor enthalpy pada } T_{S2}) - H_{S2} (\text{liquid sat pada } T_{S2}) \\
 &= 2679.2 - 427.7 \\
 &= 2251.5 \text{ kJ/kg} \approx 538.109 \text{ kkal/kg}
 \end{aligned}$$

Efek-III :

$$\begin{aligned}
 H_3 &= H_{S4} (\text{saturation enthalpy pada } T_{S4}) + (1.884 \times BPR_3) \\
 &= 2643.7 + 1.3052 \\
 &= 2645.0052 \text{ kJ/kg} \approx 632.156 \text{ kkal/kg} \\
 \lambda_{S3} &= H_{S3} (\text{vapor enthalpy pada } T_{S3}) - H_{S3} (\text{liquid sat pada } T_{S3}) \\
 &= 2659.9 - 376.5 \\
 &= 2283.4 \text{ kJ/kg} \approx 545.733 \text{ kkal/kg}
 \end{aligned}$$

Efek-IV :

$$\begin{aligned}
 H_4 &= H_{S5} (\text{saturation enthalpy pada } T_{S5}) + (1.884 \times BPR_4) \\
 &= 2588.2 + 1.4396 \\
 &= 2589.6396 \text{ kJ/kg} \approx 618.924 \text{ kkal/kg} \\
 \lambda_{S4} &= H_{S4} (\text{vapor enthalpy pada } T_{S4}) - H_{S4} (\text{liquid sat pada } T_{S4}) \\
 &= 2643.7 - 314.91 \\
 &= 2328.79 \text{ kJ/kg} \approx 556.581 \text{ kkal/kg}
 \end{aligned}$$

*Heat capacity* tiap efek :

Evaporator badan I

$$T_{\text{masuk}} = 90.2 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 363 \text{ K}$$

$$T_{\text{keluar}} = 102.6 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 376 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 298 \text{ K}$$

*Glucose* ( $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ )

$$\begin{aligned} \int_{298}^{363.2} C_p dT &= \int_{298}^{363.2} 404 T dT \\ &= 403.84 (363 - 298) \\ &= 26330.4 \text{ kJ/kmol}^{\circ}\text{C} \\ &= 6292.96 \text{ kkal/kmol K} \end{aligned}$$

*Sucrose* ( $\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$ )

$$\begin{aligned} \int_{298}^{363.2} C_p dT &= \int_{298}^{363.2} 737 T dT \\ &= 736.76 (363 - 298) \\ &= 48036.8 \text{ kJ/kmol}^{\circ}\text{C} \\ &= 11480.8 \text{ kkal/kmol K} \end{aligned}$$

*Fructose* ( $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ )

$$\begin{aligned} \int_{298}^{363.2} C_p dT &= \int_{298}^{363.2} 397 T dT \\ &= 396.73 (363 - 298) \\ &= 25866.8 \text{ kJ/kmol}^{\circ}\text{C} \\ &= 6182.16 \text{ kkal/kmol K} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\int_{298}^{363.2} C_p dT &= \int_{298}^{363.2} 139 + 0.1519 T dT \\ &= 139 (363 - 298) + \frac{0.1519}{2} \\ &\quad (363.2 - 298)^2 \\ &= 12.3435 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\ &= 2.9501 \text{ kkal/kmol K}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\int_{298}^{363.2} C_p dT &= \int_{298}^{363.2} 276370 + -2090.1 T + 8.13 \\ &\quad T^2 + -0.014116 T^3 + 0.0000093701 T^4 dT \\ &= 276370 (363 - 298) + \frac{-2090.1}{2} \\ &\quad (363 - 298)^2 + \frac{8.125}{3} (363 - 298)^3 \\ &\quad + \frac{-0.014116}{4} (363.2 - 298)^4 + \frac{0.0000093701}{5} \\ &\quad (363 - 298)^5 \\ &= 4915.24 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\ &= 1174.7412 \text{ kkal/kmol K}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\int_{298}^{363.2} C_p dT &= \int_{298}^{363.2} 10.9 T + 0.00871 T - \\ &\quad \frac{241200}{T^2} dT \\ &= 10.9 (363 - 298) + 0.00871 \\ &\quad (363 - 298)\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 & - \frac{241200}{(363.2^2 - 298^2)} \\
 & = 710.1797 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

*Ethanol* ( $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ )

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{363.2} \text{Cp dT} &= \int_{298}^{363.2} 102640 + -139.63 T + \\
 &\quad -0.0300341 T^2 + 0.0020386 T^3 \text{ dT} \\
 &= 102640 (363 - 298) + \frac{-139.63}{2} \\
 &\quad (363 - 298)^2 + \frac{-0.03}{3} (363 - 298)^3 \\
 &\quad + \frac{0.00204}{4} (363.2 - 298)^4 \\
 &= 8317.1 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 1987.7860 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

Evaporator badan II

$$\begin{aligned}
 T_{\text{masuk}} &= 71.2^\circ\text{C} \approx 344 \text{ K} \\
 T_{\text{keluar}} &= 90.2^\circ\text{C} \approx 363 \text{ K} \\
 T_{\text{ref}} &= 25^\circ\text{C} \approx 298 \text{ K}
 \end{aligned}$$

*Glucose* ( $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ )

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{344.2} \text{Cp dT} &= \int_{298}^{344.2} 404 T \text{ dT} \\
 &= 403.84 (344 - 298) \\
 &= 18657.4 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 4459.12 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

*Sucrose* ( $C_{12}H_{22}O_{11}$ )

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{344.2} C_p dT &= \int_{298}^{344.2} 737 T dT \\
 &= 736.76 (344 - 298) \\
 &= 34038.3 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 8135.16 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

*Fructose* ( $C_6H_{12}O_6$ )

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{344.2} C_p dT &= \int_{298}^{344.2} 397 T dT \\
 &= 396.73 (344 - 298) \\
 &= 18328.9 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 4380.61 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

$H_2SO_4$

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{344.2} C_p dT &= \int_{298}^{344.2} 139 + 0.1519 T dT \\
 &= 139 (344 - 298) + \frac{0.1519}{2} \\
 &\quad (344.2 - 298)^2 \\
 &= 8.6798 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 2.0745 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

$H_2O$

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{344.2} C_p dT &= \int_{298}^{344.2} 276370 + -2090.1 T + 8.13 \\
 &\quad T^2 + -0.014116 T^3 + 0.0000093701 T^4 dT \\
 &= 276370 (344 - 298) + \frac{-2090.1}{2}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& (344 - 298)^2 + \frac{8.125}{3} (344 - 298)^3 \\
& + \frac{-0.014116}{4} (344.2 - 298)^4 + \frac{0.0000093701}{5} \\
& (344 - 298)^5 \\
& = 3478.76 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
& = 831.4235 \text{ kkal/kmol K}
\end{aligned}$$

*SiO<sub>2</sub>*

$$\begin{aligned}
\int_{298}^{344.2} C_p dT &= \int_{298}^{344.2} 10.9 T + 0.00871 T - \frac{241200}{T^2} dT \\
&= 10.9 (344 - 298) + 0.00871 \\
& (344 - 298) - \frac{241200}{(344^2 - 298^2)} \\
&= 503.2767 \text{ kkal/kmol K}
\end{aligned}$$

*Ethanol* (C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>OH)

$$\begin{aligned}
\int_{298}^{344.2} C_p dT &= \int_{298}^{344.2} 102640 + -139.63 T + \\
& -0.0300341 T^2 + 0.0020386 T^3 dT \\
&= 102640 (344 - 298) + \frac{-139.63}{2} \\
& (344 - 298)^2 + \frac{-0.03}{3} (344 - 298)^3 \\
& + \frac{0.00204}{4} (344.2 - 298)^4 \\
&= 5661.54 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
&= 1353.1084 \text{ kkal/kmol K}
\end{aligned}$$

Evaporator badan III

$$T_{\text{masuk}} = 47.1 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 320 \text{ K}$$

$$T_{\text{keluar}} = 71.2 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 344 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 298 \text{ K}$$

*Glucose* ( $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ )

$$\begin{aligned} \int_{298}^{320.1} C_p dT &= \int_{298}^{320.1} 404 T dT \\ &= 403.84 (320 - 298) \\ &= 8924.86 \text{ kJ/kmol}^{\circ}\text{C} \\ &= 2133.04 \text{ kkal/kmol K} \end{aligned}$$

*Sucrose* ( $\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$ )

$$\begin{aligned} \int_{298}^{320.1} C_p dT &= \int_{298}^{320.1} 737 T dT \\ &= 736.76 (320 - 298) \\ &= 16282.4 \text{ kJ/kmol}^{\circ}\text{C} \\ &= 3891.49 \text{ kkal/kmol K} \end{aligned}$$

*Fructose* ( $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ )

$$\begin{aligned} \int_{298}^{320.1} C_p dT &= \int_{298}^{320.1} 397 T dT \\ &= 396.73 (320 - 298) \\ &= 8767.73 \text{ kJ/kmol}^{\circ}\text{C} \\ &= 2095.49 \text{ kkal/kmol K} \end{aligned}$$

$\text{H}_2\text{SO}_4$

$$\begin{aligned} \int_{298}^{320.1} C_p dT &= \int_{298}^{320.1} 139 + 0.1519 T dT \\ &= 139 (320 - 298) + \frac{0.1519}{2} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 & \left( 320.1 - 298 \right)^2 \\
 &= 4.1116 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 0.9827 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

H<sub>2</sub>O

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{320.1} C_p dT &= \int_{298}^{320.1} 276370 + -2090.1 T + 8.13 T^2 + -0.014116 T^3 + 0.0000093701 T^4 dT \\
 &= 276370 \left( 320 - 298 \right) + \frac{-2090.1}{2} \left( 320 - 298 \right)^2 + \frac{8.125}{3} \left( 320 - 298 \right)^3 \\
 &+ \frac{-0.014116}{4} \left( 320.1 - 298 \right)^4 + \frac{0.0000093701}{5} \left( 320 - 298 \right)^5 \\
 &= 1663.66 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 397.6158 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

SiO<sub>2</sub>

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{320.1} C_p dT &= \int_{298}^{320.1} 10.9 T + 0.00871 T - \frac{241200}{T^2} dT \\
 &= 10.9 \left( 320 - 298 \right) + 0.00871 \left( 320 - 298 \right) - \frac{241200}{\left( 320^2 - 298^2 \right)} \\
 &= 240.7816 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

*Ethanol* ( $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ )

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{320.1} \text{Cp} \, dT &= \int_{298}^{320.1} 102640 + -139.63 \, T + \\
 &\quad -0.0300341 \, T^2 + 0.0020386 \, T^3 \, dT \\
 &= 102640 \left( 320 - 298 \right) + \frac{-139.63}{2} \\
 &\quad \left( 320 - 298 \right)^2 + \frac{-0.03}{3} \left( 320 - 298 \right)^3 \\
 &\quad + \frac{0.00204}{4} \left( 320.1 - 298 \right)^4 \\
 &= 2582.82 \, \text{kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 617.2943 \, \text{kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

Evaporator badan IV

$$\begin{aligned}
 T_{\text{masuk}} &= 45.8 \, ^\circ\text{C} \approx 319 \, \text{K} \\
 T_{\text{keluar}} &= 47.1 \, ^\circ\text{C} \approx 320 \, \text{K} \\
 T_{\text{ref}} &= 25 \, ^\circ\text{C} \approx 298 \, \text{K}
 \end{aligned}$$

*Glucose* ( $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ )

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{318.8} \text{Cp} \, dT &= \int_{298}^{318.8} 404 \, T \, dT \\
 &= 403.84 \left( 319 - 298 \right) \\
 &= 8399.87 \, \text{kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 2007.57 \, \text{kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

*Sucrose* ( $\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$ )

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{318.8} \text{Cp} \, dT &= \int_{298}^{318.8} 737 \, T \, dT \\
 &= 736.76 \left( 319 - 298 \right) \\
 &= 15324.6 \, \text{kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 3662.58 \, \text{kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

*Fructose* ( $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ )

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{318.8} C_p dT &= \int_{298}^{318.8} 397 T dT \\
 &= 396.73 (319 - 298) \\
 &= 8251.98 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 1972.22 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

$\text{H}_2\text{SO}_4$

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{318.8} C_p dT &= \int_{298}^{318.8} 139 + 0.1519 T dT \\
 &= 139 (319 - 298) + \frac{0.1519}{2} \\
 &\quad (318.8 - 298)^2 \\
 &= 3.8677 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 0.9244 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

$\text{H}_2\text{O}$

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{318.8} C_p dT &= \int_{298}^{318.8} 276370 + -2090.1 T + 8.13 \\
 &\quad T^2 + -0.014116 T^3 + 0.0000093701 T^4 dT \\
 &= 276370 (319 - 298) + \frac{-2090.1}{2} \\
 &\quad (319 - 298)^2 + \frac{8.125}{3} (319 - 298)^3 \\
 &\quad + \frac{-0.014116}{4} (318.8 - 298)^4 + \frac{0.0000093701}{5} \\
 &\quad (319 - 298)^5 \\
 &= 1565.86 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 374.2397 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{SiO}_2 \\
 \int_{298}^{318.8} C_p dT &= \int_{298}^{318.8} 10.9 T + 0.00871 T^2 - \frac{241200}{T^2} dT \\
 &= 10.9 \left( \frac{319^2}{2} - \frac{298^2}{2} \right) + 0.00871 \left( \frac{319^3}{3} - \frac{298^3}{3} \right) - \frac{241200}{\left( \frac{319}{2} - \frac{298}{2} \right)} \\
 &= 226.6201 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Ethanol (C}_2\text{H}_5\text{OH)} \\
 \int_{298}^{318.8} C_p dT &= \int_{298}^{318.8} 102640 + -139.63 T + -0.0300341 T^2 + 0.0020386 T^3 dT \\
 &= 102640 \left( \frac{319}{1} - \frac{298}{1} \right) + \frac{-139.63}{2} \left( \frac{319^2}{2} - \frac{298^2}{2} \right) + \frac{-0.03}{3} \left( \frac{319^3}{3} - \frac{298^3}{3} \right) \\
 &\quad + \frac{0.00204}{4} \left( \frac{318.8^4}{4} - \frac{298^4}{4} \right) \\
 &= 2424.97 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 579.5667 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

### Neraca Panas Evaporator I

Perhitungan *steam economy* :

Kebutuhan *steam*

$$\begin{aligned}
 L_2 + S &= L_1 + V_1 \\
 L_2 C_{p2} (T_2 - T_{\text{ref}}) + S \lambda_{S1} &= L_1 C_{p1} (T_1 - T_{\text{ref}}) + V_1 H_1 \\
 224369 \times 2809.25 (65.2) + S \times 525.735 &= \\
 55455 \times 3976 (77.6) + 172073.1310 \times 640.398 &
 \end{aligned}$$



$$4.1096\text{E}+10 + 525.735 \text{ S} = 1.722\text{E}+10$$

$$\text{S} = 45414860.6 \text{ kg/hari}$$

Neraca Masuk

**Tabel B.25** Neraca masuk evaporator I

Komponen	Massa (kg)	CpΔT	Q=m.Cp.ΔT
<i>Glucose</i>	1804.2982	6292.95795	11354372.72
<i>Sucrose</i>	1117.9805	11480.7837	12835292.64
<i>Fructose</i>	1804.2982	6182.16424	11154467.83
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3246.1118	2.9501	9576.376248
H <sub>2</sub> O	167419.1740	1174.7412	196674206.3
SiO <sub>2</sub>	18977.7877	710.1797	13477638.7
<i>Ethanol</i>	29999.4556	1353.1084	40592516.48
Jumlah	224369.1060		286098071.1
		λ <sub>SI</sub> (kkal/kg)	
<i>Steam</i>	45414860.6	525.73547	23876203068
Jumlah	45414860.6		23876203068
<b>Total</b>			<b>24162301139</b>

Neraca Keluar

**Tabel B.26** Neraca keluar evaporator I

Komponen	Massa (kg)	CpΔT	Q=m.Cp.ΔT
<i>Glucose</i>	1804.2982	7489.77818	13513793.3
<i>Sucrose</i>	1117.9805	13664.2457	15276360.56
<i>Fructose</i>	1804.2982	7357.91327	13275869.69
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3246.1118	3.5286	11454.34889
H <sub>2</sub> O	517728.8440	1399.7569	724694517.6
SiO <sub>2</sub>	18977.7877	710.1797	13477638.7
<i>Ethanol</i>	9874.1767	1987.7860	19627750.15
Jumlah	554553.4971		799877384.4

		$H_1$ (kkal/kg)	
<i>Ethanol</i> -air	172073.131	640.397791	110195253
Jumlah	172073.131		110195253
<b>Total</b>			<b>910072637.4</b>

### Neraca Panas Evaporator II

Neraca Masuk

**Tabel B.27** Neraca masuk evaporator II

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Cp<math>\Delta</math>T</b>	<b>Q=m.Cp.<math>\Delta</math>T</b>
<i>Glucose</i>	1804.2982	4459.12051	8045583.123
<i>Sucrose</i>	1117.9805	8135.15657	9094946.624
<i>Fructose</i>	1804.2982	4380.61331	7903932.726
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3246.1118	2.0745	6733.991336
H <sub>2</sub> O	319367.0261	831.4235	265529250.9
SiO <sub>2</sub>	18977.7877	503.2767	9551078.197
<i>Ethanol</i>	50124.7344	1353.1084	67824201.12
Jumlah	396442.2370		367955726.7
		$\bar{\lambda}_{S2}$ (kkal/kg)	
<i>Ethanol</i> -air (I)	172073.131	538.1085	92594014.39
Jumlah	172073.131		92594014.39
<b>Total</b>			<b>460549741.1</b>

Neraca Keluar

**Tabel B.28** Neraca keluar evaporator II

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Cp<math>\Delta</math>T</b>	<b>Q=m.Cp.<math>\Delta</math>T</b>
<i>Glucose</i>	1804.2982	6292.95795	11354372.72
<i>Sucrose</i>	1117.9805	11480.7837	12835292.64
<i>Fructose</i>	1804.2982	6182.16424	11154467.83
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3246.1118	2.95010671	9576.376248
H <sub>2</sub> O	167419.1740	1174.74123	196674206.3
SiO <sub>2</sub>	18977.7877	710.179656	13477638.7

<i>Ethanol</i>	29999.4556	1353.10844	40592516.48
Jumlah	224369.1060		286098071.1
		H <sub>2</sub> (kkal/kg)	
<i>Ethanol</i> -air	172073.131	635.958055	23876203068
Jumlah	172073.131		23876203068
<b>Total</b>			<b>24162301139</b>

### Neraca Panas Evaporator III

Neraca Masuk

**Tabel B.29** Neraca masuk evaporator III

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>CpΔT</b>	<b>Q=m.Cp.ΔT</b>
<i>Glucose</i>	1804.2982	2133.0425	3848644.74
<i>Sucrose</i>	1117.9805	3891.49264	4350612.996
<i>Fructose</i>	1804.2982	2095.48819	3780885.568
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3246.1118	0.9827	3189.85499
H <sub>2</sub> O	471314.8782	397.6158	187402223.2
SiO <sub>2</sub>	18977.7877	240.7816	4569502.678
<i>Ethanol</i>	70250.0133	617.2943	43364931.42
Jumlah	568515.3679		247319990.4
		λ <sub>S3</sub> (kkal/kg)	
<i>Ethanol</i> -air	172073.131	545.7326	93905917.15
Jumlah	172073.131		93905917.15
<b>Total</b>			<b>341225907.6</b>

Neraca Keluar

**Tabel B.30** Neraca keluar evaporator III

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>CpΔT</b>	<b>Q=m.Cp.ΔT</b>
<i>Glucose</i>	1804.2982	4459.12051	8045583.123
<i>Sucrose</i>	1117.9805	8135.15657	9094946.624
<i>Fructose</i>	1804.2982	4380.61331	7903932.726
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3246.1118	2.07447917	6733.991336

H <sub>2</sub> O	319367.0261	831.423501	265529250.9
SiO <sub>2</sub>	18977.7877	503.276692	9551078.197
<i>Ethanol</i>	50124.7344	1353.10844	67824201.12
Jumlah	396442.2370		367955726.7
		H <sub>3</sub> (kkal/kg)	
<i>Ethanol</i> -air	172073.131	632.156232	92594014.39
Jumlah	172073.131		92594014.39
<b>Total</b>			<b>460549741.1</b>

### Neraca Panas Evaporator IV

Neraca Masuk

**Tabel B.31** Neraca masuk evaporator IV

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>CpΔT</b>	<b>Q=m.Cp.ΔT</b>
<i>Glucose</i>	1804.2982	2007.56941	3622253.873
<i>Sucrose</i>	1117.9805	3662.58131	4094694.584
<i>Fructose</i>	1804.2982	1972.22418	3558480.535
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3246.1118	0.9244	3000.623167
H <sub>2</sub> O	623262.7303	374.2397	233249650.8
SiO <sub>2</sub>	18977.7877	226.6201	4300747.544
<i>Ethanol</i>	90375.2922	579.5667	52378514
Jumlah	740588.4989		301207341.9
		λ <sub>s4</sub> (kkal/kg)	
<i>Ethanol</i> -air	172073.131	556.58081	95772602.61
Jumlah	172073.131		95772602.61
<b>Total</b>			<b>396979944.5</b>

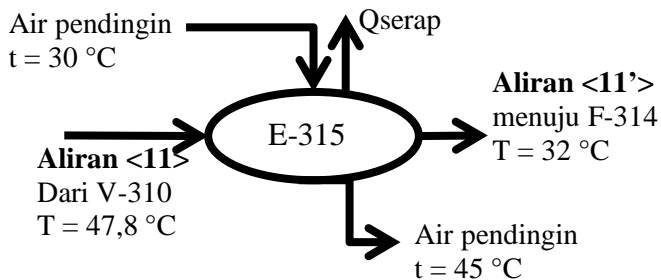
## Neraca Keluar

**Tabel B.32** Neraca keluar evaporator IV

Komponen	Massa (kg)	Cp $\Delta$ T	Q=m.Cp. $\Delta$ T
Glucose	1804.2982	2133.0425	3848644.74
Sucrose	1117.9805	3891.49264	4350612.996
Fructose	1804.2982	2095.48819	3780885.568
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3246.1118	0.98266947	3189.85499
H <sub>2</sub> O	471314.8782	397.615759	187402223.2
SiO <sub>2</sub>	18977.7877	240.781632	4569502.678
Ethanol	70250.0133	617.294281	43364931.42
Jumlah	568515.3679		247319990.4
		H <sub>4</sub> (kkal/kg)	
Ethanol -air	172073.131	618.923853	93905917.15
Jumlah	172073.131		93905917.15
<b>Total</b>			<b>341225907.6</b>

**5. Condenser**

Fungsi : mengubah fase *vapor ethanol* -air menjadi *liquid ethanol* -air sebelum ditampung dalam tangka penampung



Menghitung  $\int Cp \, dT$  masing-masing komponen aliran <11>

$$T = 47.8 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 320.8 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 298 \text{ K}$$

*Ethanol*

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{320.8} C_p dT &= \int_{298}^{320.8} 32585 + 87.4 T + 0.05 T^2 dT \\
 &= 32585 (321 - 298) + \frac{87.4}{2} (321 - 298)^2 + \frac{0.05}{3} (321 - 298)^3 \\
 &= 1468.67 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 351.0110 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

*H<sub>2</sub>O*

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{320.8} C_p dT &= \int_{298}^{320.8} 33.5 + 0.00688 T + 0 T^2 + -3.593\text{E-}09 T^3 dT \\
 &= 33.5 (321 - 298) + \frac{0.00688}{2} (321 - 298)^2 + \frac{7.6\text{E-}06}{3} (321 - 298)^3 \\
 &\quad + \frac{-3.593\text{E-}09}{4} (320.8 - 298)^4 \\
 &= 826.508 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 197.5354 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

**Enthalpy Masuk Condenser (E-315)**

$$T = 47.8\text{ }^{\circ}\text{C} \approx 320.8\text{ K}$$

**Tabel B.33** *Enthalpy aliran <11>*

Komponen	Massa (kg)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_{11}$ (kkal)
<i>Ethanol</i>	5368.68169	351.0110	60399562.2358
Air	166704.4493	197.5354	32930037.3000
Total	172073.1310		93329599.5358

**Menghitung  $\int C_p dT$  masing-masing komponen aliran <11>**

$$T = 32\text{ }^{\circ}\text{C} \approx 305\text{ K}$$

$$T_{ref} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} \approx 298\text{ K}$$

*Ethanol* ( $C_2H_5OH$ )

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int_{298}^{305} 102640 + -139.63 T + \\
 &\quad -0.0300341 T^2 + 0.0020386 T^3 dT \\
 &= 102640 (305 - 298) + \frac{-139.63}{2} \\
 &\quad (305 - 298)^2 + \frac{-0.03}{3} (305 - 298)^3 \\
 &\quad + \frac{0.00204}{4} (305 - 298)^4 \\
 &= 795.835\text{ kJ/kmol}^{\circ}\text{C} \\
 &= 190.2046\text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

H<sub>2</sub>O

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{305} C_p dT &= \int_{298}^{305} 276370 + -2090.1 T + 8.13 T^2 + -0.014116 T^3 + 0.0000093701 T^4 dT \\
 &= 276370 (305 - 298) + \frac{-2090.1}{2} (305 - 298)^2 + \frac{8.125}{3} (305 - 298)^3 \\
 &\quad + \frac{-0.014116}{4} (305 - 298)^4 + \frac{0.0000093701}{5} (305 - 298)^5 \\
 &= 527.36 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 126.0390 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.34** *Enthalpy* aliran <11>

Komponen	Massa (kg)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_{11}'$ (kkal)
<i>Ethanol</i>	5368.68169	190.2046	32729108.8902
Air	166704.449	126.0390	21011261.6671
Total	172073.131		53740370.5573

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{serap}} &= H_{11} - H_{11}' \\
 &= 93329599.5358 - 53740370.5573 \\
 &= 39589228.9785
 \end{aligned}$$

### Menghitung massa air yang digunakan

Suhu air masuk = 30 °C

Suhu air keluar = 45 °C

$$H_{\text{air masuk}} = \frac{m}{18} \int_{298}^{303} 276370 + -2090.1 T +$$



$$\begin{aligned}
 8.13 \quad T^2 + -0.014116 \quad T^3 + 0.0000093701 \quad T^4 \, dT \\
 = \frac{m}{18} \left[ 276370 (303 - 298) + \right. \\
 \frac{-2090.1}{2} (303 - 298)^2 + \frac{8.125}{3} (303 - \\
 298)^3 + \frac{-0.014116}{4} (303 - 298)^4 + \\
 \left. \frac{0.0000093701}{5} (303 - 298)^5 \right] \\
 = \frac{m}{18} [ 376.748 ] \\
 = \frac{m}{18} [ 90.0429 ] \\
 = 5.0024 \quad m
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H air keluar} &= \frac{m}{18} \int_{298}^{318} 276370 + -2090.1 \, T +
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 8.13 \quad T^2 + -0.014116 \quad T^3 + 0.0000093701 \quad T^4 \, dT \\
 = \frac{m}{18} \left[ 276370 (318 - 298) + \right. \\
 \frac{-2090.1}{2} (318 - 298)^2 + \frac{8.125}{3} (318 - \\
 298)^3 + \frac{-0.014116}{4} (318 - 298)^4 + \\
 \left. \frac{0.0000093701}{5} (318 - 298)^5 \right] \\
 = \frac{m}{18} [ 1505.67 ] \\
 = \frac{m}{18} [ 359.8546 ]
 \end{aligned}$$

$$= 19.9919 \text{ m}$$

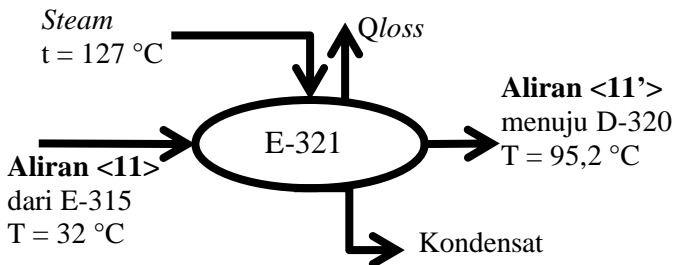
$$\begin{aligned} Q_{\text{serap}} &= H_{\text{air keluar}} - H_{\text{air masuk}} \\ 39589228.9785 &= (19.9919 - 5.0024) \text{ m} \\ 39589228.9785 &= 14.9895 \text{ m} \\ \text{Massa air} &= 2641123.727 \text{ kg} \end{aligned}$$

**Tabel B.35 Neraca Panas Total**

Masuk		Keluar	
$H_{11}$	93329599.5358	$H_{11}'$	53740370.5573
		$Q_{\text{serap}}$	39589228.9785
<b>Total</b>	<b>93329599.5358</b>	<b>Total</b>	<b>93329599.5358</b>

### 6. Heat Exchanger E-321

Fungsi : untuk menaikkan suhu bahan dari tangki penampung *ethanol*-air sebelum menuju distilasi



**Enthalpy masuk tangki Heat Exchanger E-316**

$$T_{\text{masuk}} = 32 \text{ °C} \approx 305 \text{ K}$$

**Tabel B.36** *Enthalpy* aliran <11>

Komponen	Massa (kg)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_{11}$ (kkal)
<i>Ethanol</i>	5368.6817	351.0110	1884466.3418
Air	166704.4493	197.5354	32930037.3000
Total	172073.1310		34814503.6417

Menghitung  $\int C_p dT$  masing-masing komponen aliran <11'>

$$T = 95.2 \text{ } ^\circ\text{C} \approx 368.2 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} \approx 298 \text{ K}$$

*Ethanol* ( $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ )

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int_{298}^{368.2} 102640 + -139.63 T + \\
 &\quad -0.0300341 T^2 + 0.0020386 T^3 dT \\
 &= 102640 (368 - 298) + \frac{-139.63}{2} \\
 &\quad (368 - 298)^2 + \frac{-0.03}{3} (368 - 298)^3 \\
 &\quad + \frac{0.00204}{4} (368.2 - 298)^4 \\
 &= 9053.44 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 2163.7712 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

$\text{H}_2\text{O}$

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int_{298}^{368.2} 276370 + -2090.1 T + 8.13 \\
 &\quad T^2 + -0.014116 T^3 + 0.0000093701 T^4 dT \\
 &= 276370 (368 - 298) + \frac{-2090.1}{2}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 & (368 - 298)^2 + \frac{8.125}{3} (368 - 298)^3 \\
 & + \frac{-0.014116}{4} (368.2 - 298)^4 + \frac{0.0000093701}{5} (368 - 298)^5 \\
 & = 5294.44 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 & = 1265.3710 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

***Enthalpy keluar tangki Heat Exchanger E-316***

$$T_{\text{keluar}} = 95.2^\circ\text{C} \approx 368 \text{ K}$$

**Tabel B.37** *Enthalpy aliran <11>*

Komponen	Massa (kg)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_{11}'$ (kkal)
<i>Ethanol</i>	5368.6817	2163.7712	11616598.7406
Air	166704.4493	1265.3710	210942980.84
Total	172073.1310		222559579.58

Neraca Panas Total

$$H_{11} + Q_{\text{supply}} = H_{11}' + Q_{\text{loss}}$$

$Q_{\text{loss}}$  sebesar 0,05  $Q_{\text{supply}}$ , sehingga :

$$\begin{aligned}
 34814503.6417 + Q_{\text{supply}} &= 222559579.5782 + 0.05 Q_{\text{loss}} \\
 0.95 Q_{\text{supply}} &= 187745075.9364 \\
 Q_{\text{supply}} &= 197626395.7 \text{ kkal} \\
 Q_{\text{loss}} &= 9881319.786 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

**Menghitung massa *steam* yang dibutuhkan**

*Steam* yang digunakan adalah *steam saturated* yang memiliki suhu  $127^\circ\text{C}$  dan tekanan 1 bar

T (°C)	P (kPa)	Hl (kkal/kg)	Hv (kJ/kg)	$\lambda$
127	105	95	1116.5	1021.5

Sumber : Appendix A.2-9 Properties of Saturated Steam and Water  
(Geankoplis, 1978)

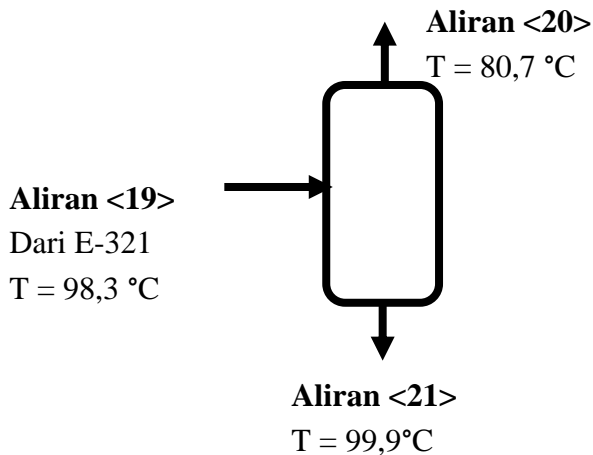
$$\begin{aligned}
 Q_{supply} &= \text{massa} \times \lambda \\
 197626395.7 &= \text{massa} \times 1021.5 \\
 \text{massa} &= 193466.8583 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.38** Neraca Panas Total

Masuk		Keluar	
$H_{11}$	34814503.6417	$H_{11}'$	222559579.58
$Q_{supply}$	197626395.7	$Q_{loss}$	9881319.786
<b>Total</b>	<b>232440899.3643</b>	<b>Total</b>	<b>232440899.3643</b>

## 7. Distilasi

Fungsi : untuk memurnikan campuran *ethanol* -air dan meningkatkan konsentrasi dari *ethanol*



**Enthalpy masuk tangki Distilasi D-320**

$$T_{\text{masuk}} = 98.3 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 371 \text{ K}$$

**Tabel B.39 Enthalpy aliran <19>**

Komponen	Massa (kg)	BM	n (kmol)	$\int \text{Cp dT}$	$H_{19}$
				(kkal/kmol)	
<i>Ethanol</i>	80501.1	46	1750.0242	2163.7712	3786652.04
Air	607791	18	33766.19	1265.3710	42726757.8
<b>Total</b>	<b>688293</b>		<b>35516.21</b>		<b>46513409.9</b>

**Menghitung  $\int \text{Cp dT}$  masing-masing komponen aliran <20>**

$$T = 80.7 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 353.7 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 298 \text{ K}$$

*Ethanol*

$$\begin{aligned}
 \int \text{Cp dT} &= \int_{298}^{353.7} 32585 + 87.4 T + 0.05 T^2 dT \\
 &= 32585 (354 - 298) + \frac{87.4}{2} (354 - 298)^2 + \frac{0.05}{3} (354 - 298)^3 \\
 &= 3697.71 \text{ kJ/kmol}^{\circ}\text{C} \\
 &= 883.7521 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

*H<sub>2</sub>O*

$$\begin{aligned}
 \int \text{Cp dT} &= \int_{298}^{353.7} 33.5 + 0.00688 T + T^2 + -3.593\text{E-}09 T^3 dT
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 33.5 (354 - 298) + \frac{0.00688}{2} \\
 & (354 - 298)^2 + \frac{7.6E-06}{3} (354 - 298)^3 \\
 &+ \frac{-3.593E-09}{4} (353.7 - 298)^4 \\
 &= 2028.93 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 484.9135 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

**Enthalpy aliran top product <20>**

$$T_{\text{keluar}} = 80.7^\circ\text{C} \approx 354 \text{ K}$$

**Tabel B.40 Enthalpy aliran <20>**

Komponen	Massa (kg)	BM	n (kmol)	$\int \text{Cp dT}$	$H_{20}$
				(kkal/kmol)	
<i>Ethanol</i>	79696.1	46	1732.52	883.7521	1531121.65
Air	6077.91	18	337.6619	484.9135	163736.808
<b>Total</b>	<b>85774</b>		<b>2070.1859</b>		<b>1694858.46</b>

**Menghitung  $\int \text{Cp dT}$  masing-masing komponen aliran <21>**

$$T = 99.8^\circ\text{C} \approx 372.8 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} \approx 298 \text{ K}$$

***Ethanol* ( $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ )**

$$\begin{aligned}
 \int \text{Cp dT} &= \int_{298}^{372.8} 102640 + -139.63 T + \\
 & -0.0300341 T^2 + 0.0020386 T^3 \text{ dT} \\
 &= 102640 (373 - 298) + \frac{-139.63}{2} \\
 & \quad (373 - 298)^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 & + \frac{-0.03003}{3} (373 - 298)^3 + \frac{0.00204}{4} (373 - 298)^4 \\
 & = 9745.59 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 & = 2329.1964 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

H<sub>2</sub>O

$$\begin{aligned}
 \int_{298}^{372.8} C_p dT & = \int_{298}^{372.8} 276370 + -2090.1 T + 8.13 T^2 + -0.014116 T^3 + 0.0000093701 T^4 dT \\
 & = 276370 (373 - 298) + \frac{-2090.1}{2} (373 - 298)^2 + \frac{8.125}{3} (373 - 298)^3 \\
 & + \frac{-0.014116}{4} (372.8 - 298)^4 + \frac{0.0000093701}{5} (373 - 298)^5 \\
 & = 5643.81 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 & = 1348.8711 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

**Enthalpy aliran bottom product <21>**

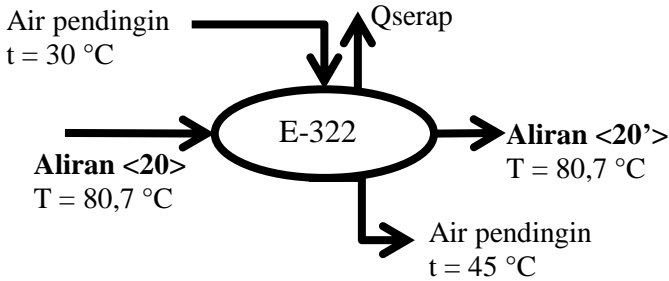
$$T_{\text{keluar}} = 99.8^\circ\text{C} \approx 373 \text{ K}$$

**Tabel B.41 Enthalpy aliran <21>**

Komponen	Massa (kg)	BM	n (kmol)	$\int C_p dT$	H <sub>21</sub>
				(kkal/kmol)	
<i>Ethanol</i>	805.011	46	17.5002	2329.1964	40761.5019
Air	601713	18	33428.53	1348.8711	45090773.3
<b>Total</b>	<b>602519</b>		<b>33446.03</b>		<b>45131534.8</b>



### Menghitung Panas Penyerapan Kondensor



#### Enthalpy masuk Kondensor (E-322)

Tabel B.42 Enthalpy aliran <20>

Komponen	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_{20}$ (kkal)
Ethanol	1732.5240	883.7521	1531121.649
Air	337.6619	484.9135	163736.8077
<b>Total</b>	<b>2070.1859</b>		<b>1694858.457</b>

### Perhitungan Panas Kondensasi

Karena pada kondensor terjadi perubahan fase dari *vapor* menjadi *liquid* maka perlu dihitung panas kondensasi dari aliran keluar

$$\Delta H_v = C_1 (1 - Tr)^{C_2 + C_3 Tr + C_4 Tr^2 + C_5 Tr^3}$$

$$\text{Dimana } Tr = \frac{T}{T_c}$$

Keterangan :

$\Delta H_v$  = panas penguapan (J/kmol)

T = suhu operasi (K)

$T_c$  = suhu kritis (K)

Sumber : (Perry, 1934)

**Tabel B.43** Panas Penguapan ( $\Delta H_v$ )

Komponen	C1	C2	C3	C4
<i>Ethanol</i>	55789000	0.31245		
Air	40179000	2.6037	-5.0031	2.7069

Komponen	T	Tc	Tr	$\Delta H_v$ (kkal/kmol)
<i>Ethanol</i>	353.7	514	0.6881	9264.83161
Air	353.7	647.1	0.5466	5617.937193

**Tabel B.44** Panas Kondensasi

Komponen	$\bar{h}$ (kkal/kmol)	n (kmol)	Panas Laten (kkal)
<i>Ethanol</i>	-9264.83161	1732.5240	-16051543.18
Air	-5617.93719	337.6619	-1896963.31
<b>Total</b>		<b>2070.1859</b>	<b>-17948506.49</b>

**Enthalpy keluar Kondensor (E-322)**

**Tabel B.45** *Enthalpy* aliran <20'>

Komponen	n (kmol)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_{20}'$ (kkal)
<i>Ethanol</i>	1732.5240	883.7521	1531121.649
Air	337.6619	484.9135	163736.8077
<b>Total</b>	<b>2070.1859</b>		<b>1694858.457</b>

$$\begin{aligned}
 \text{Total Panas Keluar} &= H_{20}' + \text{panas kondensasi} \\
 &= (1694858.46 + -17948506) \text{ kkal} \\
 &= -16253648 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{serap}} &= H_{20} - (H_{20}' + \text{panas kondensasi}) \\
 &= 9264.83161 - (1694858.46 + -17948506) \\
 &= 16262912.9 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

**Menghitung massa air yang digunakan**

Suhu air masuk = 30 °C

Suhu air keluar = 45 °C

$$\begin{aligned}
 H_{\text{air masuk}} &= \frac{m}{18} \int_{298}^{303} 276370 + -2090.1 T + \\
 &8.13 T^2 + -0.014116 T^3 + 0.0000093701 T^4 dT \\
 &= \frac{m}{18} \left[ 276370 (303 - 298) + \right. \\
 &\frac{-2090.1}{2} (303 - 298)^2 + \frac{8.125}{3} (303 - \\
 &298)^3 + \frac{-0.014116}{4} (303 - 298)^4 + \\
 &\left. \frac{0.0000093701}{5} (303 - 298)^5 \right] \\
 &= \frac{m}{18} [ 376.748 ] \\
 &= \frac{m}{18} [ 90.0429 ] \\
 &= 5.0024 m
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{air keluar}} &= \frac{m}{18} \int_{298}^{318} 276370 + -2090.1 T + \\
 &8.13 T^2 + -0.014116 T^3 + 0.0000093701 T^4 dT \\
 &= \frac{m}{18} \left[ 276370 (318 - 298) + \right. \\
 &\frac{-2090.1}{2} (318 - 298)^2 + \frac{8.125}{3} (318 - \\
 &298)^3 + \frac{-0.014116}{4} (318 - 298)^4 \\
 &\left. + \frac{0.0000093701}{5} (318 - 298)^5 \right]
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &+ \frac{0.0000093701}{5} (318 - 298)^5 ] \\
 &= \frac{m}{18} [ 1505.67 ] \\
 &= \frac{m}{18} [ 359.8546 ] \\
 &= 19.9919 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{serap}} &= H_{\text{air keluar}} - H_{\text{air masuk}} \\
 16262912.8649 &= (19.9919 - 5.0024) \text{ m} \\
 16262912.8649 &= 14.9895 \text{ m} \\
 \text{Massa air} &= 1084950.784 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

### **Menghitung panas yang *disupply* oleh *reboiler***

Berdasarkan Neraca Panas Total Distilasi

$$H_{19} + Q_{\text{supply}} = H_{20} + H_{21} + Q_{\text{serap}} + Q_{\text{loss}}$$

Bila  $Q_{\text{loss}}$  sebesar 5% dari  $Q_{\text{supply}}$  maka besar  $Q_{\text{supply}}$  dapat dihitung

$$\begin{aligned}
 4.7\text{E}+07 + Q_{\text{supply}} &= 1694858.46 + 45131534.8 + \\
 &\quad 16262912.8649 + Q_{\text{loss}} \\
 4.7\text{E}+07 + Q_{\text{supply}} &= 63089306.1252 + Q_{\text{loss}} \\
 0.95 Q_{\text{supply}} &= 16575896.2454 \text{ kkal} \\
 Q_{\text{supply}} &= 17448311.84 \text{ kkal} \\
 Q_{\text{loss}} &= 872415.5919 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

### Menghitung massa *steam* yang dibutuhkan

*Steam* yang digunakan adalah *steam saturated* yang memiliki suhu 127 °C dan tekanan 1 bar

T (°C)	P (kPa)	HI (kkal/kg)	Hv (kJ/kg)	$\lambda$
127	105	95	1116.5	1021.5

Sumber : Appendix A.2-9 Properties of Saturated Steam and Water (Geankoplis, 1978)

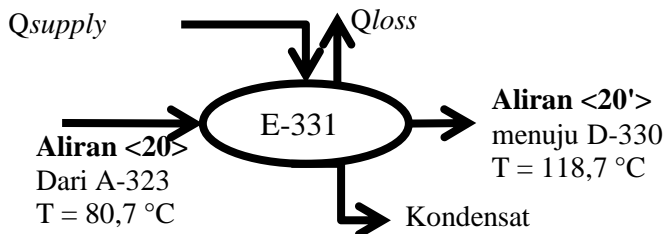
$$\begin{aligned}
 Q_{supply} &= \text{massa} \times \lambda \\
 17448311.84 &= \text{massa} \times 1021.5 \\
 \text{massa} &= 17081.0689 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.38 Neraca Panas Total**

Masuk		Keluar	
H <sub>19</sub>	46513409.8799	H <sub>20</sub>	1694858.4569
Q <sub>supply</sub>	17448311.84	H <sub>21</sub>	45131534.8
		Q <sub>serap</sub>	16262912.8649
		Q <sub>loss</sub>	872415.5919
<b>Total</b>	<b>63961721.7171</b>	<b>Total</b>	<b>63961721.7171</b>

### 8. Heat Exchanger (E-331)

Fungsi : menaikkan suhu bahan sebelum menuju *dehidrasi adsorpsi*



**Enthalpy masuk Heat Exchanger E-331**

$$T_{\text{masuk}} = 80.7 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 354 \text{ K}$$

**Tabel B.39** *Enthalpy aliran <20>*

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b><math>\int \text{Cp dT}</math> (kkal/kmol)</b>	<b>H<sub>20</sub> (kkal)</b>
<i>Ethanol</i>	79696.1043	883.7521	70431595.8625
Air	6077.9141	484.9135	2947262.5389
<b>Total</b>	<b>85774.0184</b>		<b>73378858.4014</b>

**Menghitung  $\int \text{Cp dT}$  masing-masing komponen aliran <11>**

$$T = 119 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 391.7 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 298 \text{ K}$$

*Ethanol*

$$\begin{aligned}
 \int \text{Cp dT} &= \int_{298}^{391.7} 32585 + 87.4 T + 0.05 T^2 dT \\
 &= 32585 (392 - 298) + \frac{87.4}{2} (392 - 298)^2 + \frac{0.05}{3} (392 - 298)^3 \\
 &= 6437.9 \text{ kJ/kmol}^{\circ}\text{C} \\
 &= 1538.6574 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

*H<sub>2</sub>O*

$$\begin{aligned}
 \int \text{Cp dT} &= \int_{298}^{391.7} 33.5 + 0.00688 T + T^2 + -3.593\text{E-}09 T^3 dT
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 33.5 \left( 392 - 298 \right) + \frac{0.00688}{2} \\
 &\left( 392 - 298 \right)^2 + \frac{7.6E-06}{3} \left( 392 - 298 \right)^3 \\
 &+ \frac{-3.593E-09}{4} \left( 391.7 - 298 \right)^4 \\
 &= 3432.45 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 &= 820.3557 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

***Enthalpy keluar Heat Exchanger E-331***

$$T_{\text{keluar}} = 119^\circ\text{C} \approx 392 \text{ K}$$

**Tabel B.40** *Enthalpy aliran <20>*

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b><math>\int C_p dT</math> (kkal/kmol)</b>	<b><math>H_{20}'</math> (kkal)</b>
<i>Ethanol</i>	79696.1043	1538.6574	122625004.28
Air	60777.9141	820.3557	4986051.1714
<b>Total</b>	<b>85774.0184</b>		<b>127611055.4487</b>

Neraca Panas Total

$$H_{20} + Q_{\text{supply}} = H_{20}' + Q_{\text{loss}}$$

$Q_{\text{loss}}$  sebesar 0,05  $Q_{\text{supply}}$ , sehingga :

$$\begin{aligned}
 73378858.4014 + Q_{\text{supply}} &= 127611055.4487 + 0.05 Q_{\text{loss}} \\
 0.95 Q_{\text{supply}} &= 54232197.0474 \\
 Q_{\text{supply}} &= 57086523.21 \text{ kkal} \\
 Q_{\text{loss}} &= 2854326.16 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

### Menghitung massa *steam* yang dibutuhkan

*Steam* yang digunakan adalah *steam saturated* yang memiliki suhu 127 °C dan tekanan 1 bar

T (°C)	P (kPa)	HI (kkal/kg)	Hv (kJ/kg)	$\lambda$
148	451.8	149.0332	655.816	506.7828

Sumber : Appendix A.2-9 Properties of Saturated Steam and Water (Geankoplis, 1978)

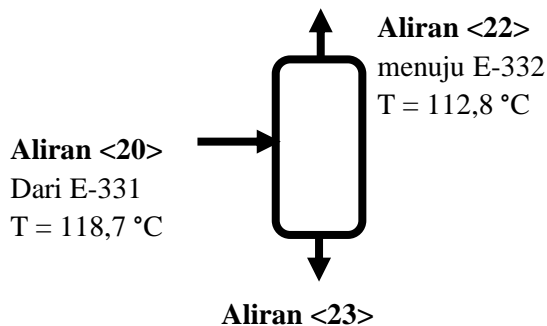
$$\begin{aligned}
 Q_{supply} &= \text{massa} \times \lambda \\
 57086523.21 &= \text{massa} \times 506.783 \\
 \text{massa} &= 112644.9501 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.41** Neraca Panas Total

Masuk		Keluar	
H <sub>20</sub>	73378858.4014	H <sub>20</sub> '	#####
Q <sub>supply</sub>	57086523.21	Q <sub>loss</sub>	2854326.16
<b>Total</b>	<b>130465381.6091</b>	<b>Total</b>	<b>130465381.6091</b>

### 9. Dehidrasi Adsorpsi

Fungsi : untuk mengikat air yang terkandung dalam campuran *ethanol* -air dengan kemurnian *ethanol* mencapai 99.5%





**Enthalpy masuk Dehidrasi Adsorpsi D-330**

$$T_{\text{masuk}} = 119 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 392 \text{ K}$$

**Tabel B.42 Enthalpy aliran <20>**

Komponen	Massa (kg)	BM	n (kmol)	$\int C_p dT$	$H_{20}$
				(kkal/kmol)	
<i>Ethanol</i>	79696.1	46	1732.52	1538.6574	2665760.96
Air	6077.91	18	337.6619	820.3557	277002.843
<b>Total</b>	<b>85774</b>		<b>2359.0131</b>		<b>2942763.81</b>

**Menghitung panas aliran *ethanol* dan adsorben jenuh keluar dehidrasi dihitung dengan cara :**

$$T = 113 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 385.8 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 298 \text{ K}$$

*Ethanol*

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \int_{298}^{385.8} 32585 + 87.4 T + 0.05 T^2 dT \\
 &= 32585 (386 - 298) + \frac{87.4}{2} (386 - 298)^2 + \frac{0.05}{3} (386 - 298)^3 \\
 &= 6000.6 \text{ kJ/kmol}^{\circ}\text{C} \\
 &= 1434.1433 \text{ kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

$H_2O$

$$\int C_p dT = \int_{298}^{385.8} 33.5 + 0.00688 T + 0$$

$$\begin{aligned}
 & T^2 + -3.593E-09 \ T^3 \ dT \\
 & = 33.5 \ ( \ 386 \ - \ 298 \ ) + \frac{0.00688}{2} \\
 & ( \ 386 \ - \ 298 \ )^2 + \frac{7.6E-06}{3} ( \ 386 \ - \ 298 \ )^3 \\
 & + \frac{-3.593E-09}{4} ( \ 385.8 \ - \ 298 \ )^4 \\
 & = 3213.49 \ \text{kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
 & = 768.0231 \ \text{kkal/kmol K}
 \end{aligned}$$

**Enthalpy keluar Dehidrasi Adsorpsi D-330**

$$T_{\text{keluar}} = 113 \ ^\circ\text{C} \approx 386 \ \text{K}$$

**Tabel B.43 Enthalpy aliran <22>**

Komponen	Massa (kg)	BM	n (kmol)	$\int \text{Cp dT}$	$H_{22}$
				(kkal/kmol)	
<i>Ethanol</i>	79696.10	46	1732.52	1434.1433	2484687.76
Air	303.8957	18	16.8831	768.0231	12966.6059
<b>Total</b>	<b>80000</b>		<b>1749.41</b>		<b>2497654.37</b>

**Menghitung  $\int \text{Cp dT}$  masing-masing komponen aliran <23>**

$$T = 113 \ ^\circ\text{C} \approx 385.8 \ \text{K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \ ^\circ\text{C} \approx 298 \ \text{K}$$

$\text{H}_2\text{O}$

$$\begin{aligned}
 \int \text{Cp dT} & = \int_{298}^{385.8} 276370 + -2090.1 \ T + 8.13 \\
 & \quad T^2 + -0.014116 \ T^3 + 0.0000093701 \ T^4 \ dT
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 276370 (386 - 298) + \frac{-2090.1}{2} \\
&(386 - 298)^2 + \frac{8.125}{3} (386 - 298)^3 \\
&+ \frac{-0.014116}{4} (385.8 - 298)^4 + \frac{0.0000093701}{5} \\
&(386 - 298)^5 \\
&= 6634.05 \text{ kJ/kmol}^\circ\text{C} \\
&= 1585.5370 \text{ kkal/kmol K}
\end{aligned}$$

**Tabel B.43** *Enthalpy* aliran <23>

Komponen	Massa (kg)	BM	n (kmol)	$\int C_p dT$	$H_{22}$
				(kkal/kmol)	
Air	5774.0184	18	320.7788	126.0390	40430.6382
<b>Total</b>	<b>5774.0184</b>				<b>40430.6382</b>

**Menghitung massa air pendingin yang digunakan**

Suhu air masuk = 30 °C

Suhu air keluar = 45 °C

$$\begin{aligned}
H \text{ air masuk} &= \frac{m}{18} \int_{298}^{303} 276370 + -2090.1 T + \\
&8.13 T^2 + -0.014116 T^3 + 0.0000093701 T^4 dT \\
&= \frac{m}{18} \left[ 276370 (303 - 298) + \right. \\
&\frac{-2090.1}{2} (303 - 298)^2 + \frac{8.125}{3} (303 - \\
&298)^3 + \frac{-0.014116}{4} (303 - 298)^4
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& + \frac{0.0000093701}{5} (303 - 298)^5 ] \\
& = \frac{m}{18} [ 376.748 ] \\
& = \frac{m}{18} [ 90.0429 ] \\
& = 5.0024 \text{ m} \\
\text{H air keluar} & = \frac{m}{18} \int_{298}^{318} 276370 + -2090.1 T + \\
& 8.13 T^2 + -0.014116 T^3 + 0.0000093701 T^4 dT \\
& = \frac{m}{18} [ 276370 (318 - 298) + \\
& \frac{-2090.1}{2} (318 - 298)^2 + \frac{8.125}{3} (318 - \\
& 298)^3 + \frac{-0.014116}{4} (318 - 298)^4 + \\
& \frac{0.0000093701}{5} (318 - 298)^5 ] \\
& = \frac{m}{18} [ 1505.67 ] \\
& = \frac{m}{18} [ 359.8546 ] \\
& = 19.9919 \text{ m}
\end{aligned}$$

### Persamaan Neraca Panas untuk Kebutuhan Air Pendingin

$$\begin{aligned}
\Delta H \text{ Bahan masuk} + \text{H air pendingin masuk} &= \Delta H \text{ Bahan keluar} + \\
&\quad \text{H air pendingin keluar} \\
2942763.805 + 5.0024 \text{ m} &= 2538085.008 \\
&+ 19.9919 \text{ m} \\
14.9895 \text{ m} &= 404678.7972
\end{aligned}$$

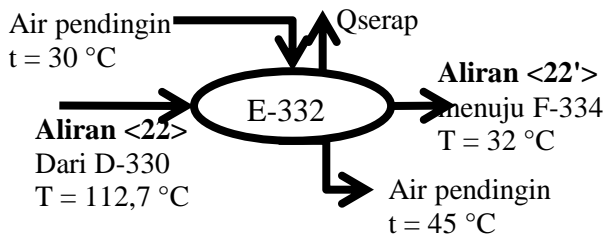
massa air yang dibutuhkan = 26997.4132 kg

**Tabel B.44** Neraca Panas Total

Masuk		Keluar	
$\Delta H$ bahan masuk	2942764	$\Delta H$ bahan keluar	2538085
H air pendingin masuk	135051	H air pendingin keluar	539730
<b>Total</b>	<b>3077815</b>	<b>Total</b>	<b>3077815</b>

### 10. Cooler

Fungsi : menurunkan suhu bahan setelah keluar dari tangki *dehidrasi* , sebelum ditampung dalam tangki penampung produk bioetanol



#### *Enthalpy masuk Cooler (E-332)*

$$T_{\text{masuk}} = 113 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 386 \text{ K}$$

**Tabel B.45** *Enthalpy aliran <22>*

Komponen	Massa (kg)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_{22}$ (kkal)
<i>Ethanol</i>	79696.1043	1434.1433	114295637.15
Air	303.8957	768.0231	233398.9067
<b>Total</b>	<b>80000</b>		<b>114529036.0536</b>

#### *Enthalpy keluar Cooler (E-332)*

$$T_{\text{keluar}} = 32 \text{ }^{\circ}\text{C} \approx 305 \text{ K}$$

**Tabel B.46** *Enthalpy aliran <22>*

Komponen	Massa (kg)	$\int C_p dT$ (kkal/kmol)	$H_{22}'$ (kkal)
<i>Ethanol</i>	79696.1043	351.0110	27974209.4773
Air	303.8957	197.5354	60030.1727
<b>Total</b>	<b>80000</b>		<b>28034239.6499</b>

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{serap}} &= H_{22} - H_{22}' \\
 &= 114529036.05 - 28034239.6499 \\
 &= 86494796.4036 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

**Menghitung massa air yang digunakan**

Suhu air masuk = 30 °C

Suhu air keluar = 45 °C

$$\begin{aligned}
 H_{\text{air masuk}} &= \frac{m}{18} \int_{298}^{303} 276370 + -2090.1 T + \\
 &\quad 8.13 T^2 + -0.014116 T^3 + 0.0000093701 T^4 dT \\
 &= \frac{m}{18} \left[ 276370 (303 - 298) + \right. \\
 &\quad \frac{-2090.1}{2} (303 - 298)^2 + \frac{8.125}{3} (303 - \\
 &\quad 298)^3 + \frac{-0.014116}{4} (303 - 298)^4 + \\
 &\quad \left. \frac{0.0000093701}{5} (303 - 298)^5 \right] \\
 &= \frac{m}{18} [ 376.748 ] \\
 &= \frac{m}{18} [ 90.0429 ] \\
 &= 5.0024 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{air keluar}} &= \frac{m}{18} \int_{298}^{318} 276370 + -2090.1 T + \\
 &\quad 8.13 T^2 + -0.014116 T^3 + 0.0000093701 T^4 dT \\
 &= \frac{m}{18} \left[ 276370 (318 - 298) + \right. \\
 &\quad \frac{-2090.1}{2} (318 - 298)^2 + \frac{8.125}{3} (318 - \\
 &\quad 298)^3 + \frac{-0.014116}{4} (318 - 298)^4 + \\
 &\quad \left. \frac{0.0000093701}{5} (318 - 298)^5 \right] \\
 &= \frac{m}{18} [1505.67] \\
 &= \frac{m}{18} [359.8546] \\
 &= 19.9919 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{serap}} &= H_{\text{air keluar}} - H_{\text{air masuk}} \\
 86494796.4036 &= (19.9919 - 5.0024) \text{ m} \\
 86494796.4036 &= 14.9895 \text{ m} \\
 \text{Massa air} &= 5770343.73 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.47** Neraca Panas Total

Masuk		Keluar	
H <sub>22</sub>	114529036.05	H <sub>22</sub> '	28034239.6499
		Qserap	86494796.4036
<b>Total</b>	<b>114529036.0536</b>	<b>Total</b>	<b>114529036.0536</b>

## APPENDIK C SPESIFIKASI ALAT

### 1. TANGKI PENYIMPANAN (F-111)

Fungsi	:	Tempat menyimpan bahan baku molase
Jenis	:	Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah flat
Bahan konstruksi	:	Stainless Steel SA-240, Grade A
Jumlah	:	2 unit
Kondisi operasi	:	
Tekanan	=	1 atm
Temperatur	=	30 °C
Laju alir massa	=	151555.7321 kg/hari
Densitas	=	1471 kg/m <sup>3</sup> = 91.83 lb/ft <sup>3</sup>
Kelonggaran	=	20 %
Waktu tinggal (τ)	=	30 hari

#### 1. Volume Tangki

- Volume larutan

$$V_1 = \frac{151555.732 \text{ kg/hari} \times 30 \text{ hari}}{1471 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1030.290497 \text{ m}^3 ,$$

$$\text{ada 2 tangki} = 515.1452 \text{ m}^3$$

- Volume tangki

$$V_1 = 1.2 \times 515.1452485$$



$$= 618.1742982 \text{ m}^3$$

Perbandingan tinggi dengan diameter tangki

$$(D : H_s) = 1 : 1$$

Volume silinder tangki ( $V_s$ )

$$V_s = \frac{\pi}{4} D_i^2 H_s = \frac{\pi}{4} D_i^2 \frac{5}{4} D = \frac{5}{16} \pi D_i^3$$

$$\text{Volume tangki} = V_s$$

$$618.1743 = \frac{5\pi}{16} D_i^3$$

$$618.1743 = \frac{5}{16} \pi D_i^3$$

$$D_i = 8.57 \text{ m} = 337.50 \text{ in} \\ = 281.2 \text{ ft}$$

$$H_s = \frac{1}{1} D_i \\ = \frac{1}{1} 8.57 \\ = 8.573 \text{ m} \\ = 337.5 \text{ in}$$

## 2. Tebal Shell

$$\text{Joint efficiency (E)} = 0.85 \\ (\text{double welded butt joint})$$

$$\text{Allowable stress (S)} = 16250 \text{ psia}$$

$$\text{Diameter (ID)} = 8.57 \text{ m} \\ = 337.50 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari} = 4.286 \text{ m} \\ = 168.75 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi cairan (H}_s\text{)} = 8.573 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 &= 337.5 \text{ in} \\
 \text{Tekanan larutan (Ph)} &= H_s \times 10 \text{ kg/m}^2 \times \rho \\
 &= 123580.28 \text{ Pa} \\
 &= 17.924 \text{ psia} \\
 \text{Tekanan operasi (Pop)} &= 17.924 \text{ psia} \\
 &+ 14.7 \text{ psia} \\
 &= 32.624 \text{ psia} \\
 \text{Tekanan desain} &= 1.2 \times \text{Pop} \\
 &= 39.15 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

Tebal *shell*

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{P R}{f E - 0.6P} + C \\
 &= \frac{(32.13 \text{ psia}) (113.68 \text{ in})}{(16250 \text{ psia}) (0.85) - 0.6 (32.13 \text{ psia})} + 0.125 \text{ in} \\
 &= \frac{0.6 \text{ in}}{0.6 \text{ in}}
 \end{aligned}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 7/16 in

### 3. Tebal head

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= 337.50 \text{ in} \\
 \text{OD} &= \text{ID} + 2 t_s \\
 &= 338.71 \text{ in} \\
 &= 228 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$r_c = 180 \text{ in}$$

(Brownell & Young, Table 5.7)

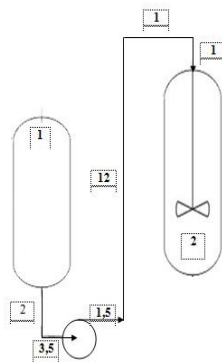
$$\begin{aligned}
 t &= \frac{0.85 P r_c}{f E - 0.1 P} + C \\
 t &= \frac{(0.85) (35.7 \text{ psia}) (180 \text{ in})}{(16250 \text{ psia}) (0.85) - (0.1) (35.7 \text{ psia})} + 0.125 \text{ in} \\
 t &= 0.6 \text{ in} \\
 t &= 1/2 \text{ in} \\
 t &= 1/2 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Nama alat	:	Tangki penyimpanan molase
Fungsi	:	Tempat menyimpan bahan baku molase
Bahan konstruksi	:	Stainless Steel SA-240, Grade A
Jumlah	:	2 unit
ID	:	227.37 in
Tinggi total	:	303.2 in
Tebal tangki	:	7/16 in
Tebal head	:	1/2 in

## 2. POMPA MENUJU MIXER (L-113)

Fungsi	:	untuk memompa molase dari molase tank ke tangki mixer
Tipe	:	rotary pump
Jumlah	:	1 buah Titik referens :
Gambar	:	Titik 1 = Storage Titik 2 = Mixer



**Data-data :**

$$P_1 = 1 \text{ atm}$$

$$P_2 = 1 \text{ atm}$$

$$T_{\text{larutan}} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 303.2 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$\text{Densitas larutan} = 1471 \text{ kg/m}^3$$

$$= 12.28 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_{\text{molase}} = \frac{\mu_{\text{air}} \times \rho_{\text{molase}}}{\rho_{\text{air}}} = \frac{2.883 \times 1471}{1000}$$

$$= 4.240187 \text{ kg/m.jam}$$

$$= 0.0012 \text{ kg/m.s}$$

$$\mu_{\text{air}}(30^{\circ}\text{C}) = 0.8007 \text{ cp}$$

$$= 2.883 \text{ kg/m.jam}$$

$$\text{Rate massa fluida} = 870269.4 \text{ kg/hari}$$

$$= 36261.22 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Rate volumetrik} = 24.65073003 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0.006847 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0.241813222 \text{ ft}^3/\text{s}$$

**1. Perencanaan Pompa**

Asumsi : Aliran turbulen ( $N_{\text{Re}} > 2100$ )

$$D_{\text{ioptimum}} = 3.9 \times Q^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

(Timmerhause, pers. 15, hal 496)

$$= 3.9$$

$$\times (0.241813222)^{0.45}$$

$$\times (12.28)^{0.13}$$

$$= 2.852386 \text{ ft}$$

$$= 34.23 \text{ in}$$

ari **Tabel 11 Appendix Dimensions of Steel Pi**  
(Kern, 1983)

D nominal	=	24	in
Schedule no.	=	20	
OD	=	24	in
	=	0.6096	m
ID	=	23.3	in
	=	0.59055	m
a	=	425	in <sup>2</sup>
	=	2.95	ft <sup>2</sup>
Surface/Lin.ft	:		
Outside	=	6.283	ft <sup>2</sup> /ft
Inside	=	6.09	ft <sup>2</sup> /ft

## 2. Jenis Aliran

$$\text{kecepatan alir, } v = \frac{0.241813222}{2.95}$$

$$\begin{aligned} \text{kecepatan alir, } v &= 0.081984479 \text{ ft/s} \\ &= 0.0249892 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \\ &= 18430.56854 \end{aligned}$$

Karena  $\text{Nre} > 2100$ , maka asumsi aliran  
turbulen benar

$$\text{Ukuran pipa keluar dipilih} = 24 \text{ in Sch 20}$$

## 3. Perhitungan Friction Losses

### a. Friksi pada pipa lurus

Panjang pipa yang digunakan:

- Tangki ke elbow 1	=	2	m
- Elbow 1 ke pompa	=	4	m
- pompa ke elbow 2	=	2	m
- elbow 2 ke elbow 3	=	12	m
- elbow 3 ke elbow 4	=	1	m
- elbow 4 ke mixer	=	1	m
<hr/>			
	=	21	m

Bahan pipa yang digunakan : *Commercial Steel*

Untuk pipa commercial steel,

$$\varepsilon = 0.000046 \text{ m}$$

$$ID = 0.59055 \text{ m}$$

$$\text{Panjang pipa lurus} = 21 \text{ m}$$

$$N_{re} = 18430.56854$$

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0.000046}{0.591} = 7.789E-05 \text{ m}$$

Dengan memplotkan harga  $\varepsilon/D$  dan  $N_{re}$   
didapatkan faktor friksi :

$$f = 0.0049$$

(Geankoplis, fig. 2.10-3)

$$F_f = 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-5)

$$= \frac{4 \times 0.0049 \times 21 \times 0.0249892^2}{0.59055 \times 2}$$

$$= 0.000217617 \text{ J/kg}$$

b. Sudden Contraction

Friksi yang terjadi karena adanya perpindahan dari  
luas

penampang besar ke luas penampang kecil

Untuk aliran turbulen,  $\alpha = 1$

(Geankoplis, hal 98)

$$h_c = K_c \frac{v_2^2}{2\alpha}$$

$$K_c = 0.55 \left( 1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

Karena A2 jauh lebih kecil dari A1, maka A2/A1 dianggap 0,

$$\text{sehingga, harga } K_c = 0.55$$

$$h_c = \frac{0.550 \times (0.591)^2}{2 \times 1}$$

$$= 0.0959 \quad \text{J/kg}$$

c. Friksi pada elbow :

Digunakan 4 buah elbow 90°

$$K_f = 0.75$$

(Geankoplis, tabel 2.10-1)

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2\alpha}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-17)

$$h_f = 4 \times 0.75 \frac{0.025^2}{2 \times 1}$$

$$h_f = 0.000937 \quad \text{J/kg}$$

d. Friksi pada Valve

Digunakan 1 buah Gate Valve

$$K_f = 0.17$$

(Geankoplis, tabel 2.10-1)

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2\alpha}$$

(Geankoplis, pers. 2.10-17)

$$h_f = 0.75 \times \frac{0.025^2}{2 \times 1}$$

$$h_f = 0.0002342 \text{ J/kg}$$

e. Sudden Enlargement Losses

Friksi yang terjadi karena adanya perpindahan dari luas

penampang kecil ke luas penampang besar

Untuk aliran turbulen,  $\alpha = 1$

(Geankoplis, hal 98)

$$h_{ex} = K_{ex} \frac{v_2^2}{2\alpha}$$

$$K_{ex} = \left( 1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

Karena  $A_2$  jauh lebih kecil dari  $A_1$ ,

maka  $A_2/A_1$  dianggap 0,

sehingga, harga  $K_c = 1$

$$h_{ex} = \frac{0.025^2}{2 \times 1} = 0.0125 \text{ J/kg}$$

f. Friksi total pada pompa

$$\begin{aligned} \Sigma F &= F_f + h_c + h_f(\text{elbow} + \text{valve}) \\ &\quad + h_{ex} \\ &= 0.00021762 + 0.0959 \\ &\quad + 0.00117 + 0.0125 \\ &= 0.110 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

4. Daya Pompa

Persamaan Bernoulli

$$\begin{aligned} -W_s &= \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + (Z_2 - Z_1) \times g + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2\alpha} \\ &\quad + \Sigma F \quad (\text{Geankoplis, pers. 2.7-28}) \end{aligned}$$



Dimana :

Tekanan pada titik 1 ( $P_1$ ) : tekanan keluar molase tank

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$$

Tekanan pada titik 2 ( $P_2$ ) : tekanan masuk mixer

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$$

$$\Delta P = 0 \text{ Pa}$$

$$\Delta Z = 10 \text{ m}$$

$$v_2^2 - v_1^2 = 0 \text{ m/s}$$

$$-W_s = \frac{0}{1069.207} + (10 \times 9.8) +$$

$$\frac{0}{2 \times 1} + 1.25$$

$$= 0 + 98 + 0 + 1.25$$

$$= 99.25 \text{ J/kg}$$

$$W_s = -99.25 \text{ J/kg}$$

$$W_s = -\eta \times W_p \quad \text{Geankoplis, hal 104)}$$

$$-99.3 = -0.8 \times W_p$$

$$W_p = 124.1 \text{ J/kg}$$

## 5. Power Pompa

$$\text{Mass flowrate} = 36261.224 \text{ kg/jam}$$

$$= 10.07256 \text{ kg/s}$$

$$W_p = 124.063 \text{ J/kg}$$

$$\text{Brake Horse Power} = \text{mass flowrate} \times W_p$$

*Geankoplis, hal 104)*

$$= 10.073 \text{ kg/s} \times$$

$$124.06 \text{ J/kg}$$

$$= 1249.63 \text{ W}$$

$$= 1.250 \text{ kW}$$

$$= 1.675 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor

$$= 1.7 \text{ Hp}$$

**Spesifikasi :**

Nama	:	Pompa
Fungsi	:	Mengalirkan molase dari tangki molase ke tangki mixer
Type	:	rotary pump
Power	:	1.7 Hp
Efisiensi	:	80%
Jumlah	:	1 buah

**3. MIXER (M-112)**

Fungsi	:	Tempat mencampurkan molase, ammonium sulfat, dan air proses
Jenis	:	Tangki berpengaduk tertutup dan alas torrisperical
Bahan konstruksi	:	Stainless Steel SA-240, Grade A
Jumlah	:	1 unit
Kondisi operasi	:	
Tekanan	=	1 atm
Temperatur	=	30 °C
Laju alir massa	=	143028.8695 kg/hari
	=	5959.5362 kg/jam
Densitas	=	1025 kg/m <sup>3</sup>

$$\begin{aligned}
 &= 63.99 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Kelonggaran} &= 20 \% \\
 \text{Waktu tinggal } (\tau) &= 1 \text{ hari}
 \end{aligned}$$

# 1. Volume Tangki

- Volume larutan

$$\begin{aligned}
 V_1 &= \frac{143028.870 \text{ kg/hari} \times 1 \text{ hari}}{1025 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 139.5403605 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

- Volume tangki reaktor

$$\begin{aligned}
 V_1 &= 1.2 \times 139.5403605 \\
 &= 167.4484326 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Perbandingan tinggi dengan diameter tangki

$$(D : H_s) = 4 : 5$$

Volume silinder tangki ( $V_s$ )

$$V_s = \frac{\pi}{4} D_i^2 H_s = \frac{\pi}{4} D_i^2 \frac{5}{4} D = \frac{5}{16} \pi D_i^3$$

$$\text{Tinggi head } (H_h) = \frac{1}{6} D$$

Volume alas tangki ( $V_h$ )

$$\begin{aligned}
 V_h &= \frac{\pi}{4} D_i^2 H_h (1) = \frac{\pi}{4} D_i^2 \left( \frac{1}{6} D_i \right) \\
 &= \frac{\pi}{24} D_i^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tangki} = V_s + V_h$$

$$167.45 = \frac{5\pi}{16} D_i^3 + \frac{\pi}{24} D_i^3$$

$$167.45 = \frac{17}{24} \pi D_i^3$$

$$107.75 = 48 \sqrt{D_i}$$

$$D_i = 5.32 \text{ m} = 209.45 \text{ in} \\ = 174.5 \text{ ft}$$

$$H_s = \frac{5}{4} D_i \\ = \frac{5}{4} 5.32 \\ = 6.65 \text{ m} \\ = 261.8 \text{ in}$$

$$H_h = \frac{1}{6} D_i \\ = \frac{1}{6} 5.32 \\ = 0.887 \text{ m} \\ = 34.91 \text{ in}$$

$$H_{\text{total}} = H_s + H_h \\ = 8.423 \text{ m} = 331.6 \text{ in}$$

## 2. Tebal Shell

$$\text{Joint efficiency (E)} = 0.85 \\ (\text{double welded butt joint})$$

$$\text{Allowable stress (S)} = 16250 \text{ psia}$$

$$\text{Diameter (ID)} = 5.32 \text{ m} \\ = 209.45 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari} = 104.72 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi shell (H}_s\text{)} = 6.65 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan larutan (Ph)} = H_s \times 9.8 \\ \text{kg/m}^2 \times \rho \\ = 66799.70 \text{ Pa}$$

$$= 9.69 \text{ psia}$$

$$\text{Tekanan operasi (Pop)} = 9.69 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned}
 &+ 14.7 \text{ psia} \\
 &= 24.388 \text{ psia} \\
 \text{Tekanan desain} &= 1,2 \times \text{Pop} \\
 &= 29.27 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

Tebal *shell*

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{P R}{f E - 0,6P} + C \\
 &= \frac{(29,3 \text{ psia}) (104,72 \text{ in})}{6250 \text{ psia} (0,85) - 0.6 (29,3 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0.35 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 7/16 in

### 3. Tebal head

$$\text{ID} = 209.450 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= \text{ID} + 2 t_s \\
 &= 210.14 \text{ in} \\
 &= 204 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$r_c = 170 \text{ in}$$

(Brownell & Young, Table 5.7)

$$t = \frac{0,85 P \cdot r_c}{f E - 0,1 P} + C$$

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{(0,85) (29,3 \text{ psia}) (170 \text{ in})}{(16250 \text{ psia}) (0,85) - (0,1) (29,3 \text{ psia})} \\
 &+ 0,125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$t = 0.43 \text{ in}$$

$$t = 7/16 \text{ in}$$

### 4. Perhitungan Pengaduk

Jenis pengaduk : *six flat blade turbine*

Jumlah baffle : 6 buah

Untuk turbin standar (Geankoplis, 2003), diperoleh :

$$\begin{aligned}
Da/Dt &= 1/3 \quad ; \quad Da = 1/3 \times 5.32 \\
&= 1.77 \text{ m} \\
E/Da &= 1 \quad ; \quad E = 1.77 \text{ m} \\
L/Da &= 1/4 \quad ; \quad L = 1/4 \times 1.77 \\
&= 0.44 \text{ m} \\
W/Da &= 1/5 \quad ; \quad W = 1/5 \times 1.77 \\
&= 0.35 \text{ m} \\
J/Dt &= 1/12 \quad ; \quad J = 1/12 \times 5.32 \\
&= 0.44 \text{ m}
\end{aligned}$$

Dimana: Dt = diameter tangki  
Da = Diameter impeller  
E = tinggi turbin dari dasar tangki  
L = panjang blade pada turbin  
W = lebar blade pada turbin  
J = lebar baffle

$$\begin{aligned}
\mu_{\text{larutan}} &= \frac{\mu_{\text{air}} \times \rho_{\text{molase}}}{\rho_{\text{air}}} \\
&= \frac{2.883 \times 1025}{1000} \\
&= 2.954583 \text{ kg/m.jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\mu_{\text{air}}(30^{\circ}\text{C}) &= 0.8007 \text{ cp} \\
&= 2.883 \text{ kg/m.jam}
\end{aligned}$$

Kecepatan pengadukan, N = 2 putaran/detik

$$\begin{aligned}
NRe &= \frac{\rho \cdot N \cdot Da^2}{\mu} \\
&= \frac{1471 \text{ kg/m}^3 (2 \text{ rps}) (2,78\text{m})^2}{2.9546 \text{ kg/m.jam}} \\
&= 2181.9477
\end{aligned}$$

$$N_f = \frac{P}{\dots} \text{ (Geankoplis, 2003)}$$

$$\begin{aligned}
 P_p &= \frac{N^3 \cdot Da^5 \cdot \rho}{P} \\
 P &= N_p \cdot N^3 \cdot Da^5 \cdot \rho \\
 N_p &= 2.5 \quad (Geankoplis, 2003) \\
 P &= 2.5 (2 \text{ rps})^3 (1.77 \text{ m})^5 (1025 \text{ kg/m}^3) \\
 &= 36353.58 \text{ J/s} = 36.35358 \text{ kW} \\
 &= 48.73 \text{ hp} \\
 \text{Efisiensi motor penggerak} &= 80\% \\
 \text{Daya motor penggerak} &= \frac{48.73}{0.8} \\
 &= 60.914176 \text{ Hp} \\
 &= 61 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

### Spesifikasi :

Nama alat	:	Mixer
Fungsi	:	Tempat mencampurkan molase, ammonium sulfat, dan air proses
Jenis	:	Tangki berpengaduk tertutup dan alas torrisperical
Bahan konstruksi	:	Stainless Steel SA-240 Grade A
Jumlah	:	1
ID	:	209.45 in
Tinggi total	:	331.63 in
Tebal tangki	:	7/16 in
Tebal head	:	7/16 in
Jenis pengaduk	:	<i>six flat blade turbine</i>
Jumlah baffle	:	6 buah

Efisiensi motor : 80%  
 Daya motor : 61 Hp

#### 4. TANGKI PROPAGASI (R-110)

Fungsi : Tempat mengembangkan yeast sebelum digunakan untuk fermentasi  
 Jenis : Reaktor berpengaduk terbuka dan alas torrisperical  
 Bahan konstruksi : Stainless Steel SA-240, Grade A  
 Jumlah : 1 unit  
 Kondisi operasi :  
     Tekanan = 1 atm  
     Temperatur = 30 °C  
     Laju alir massa = 143028.8695 kg/hari  
     Densitas = 1025 kg/m<sup>3</sup>  
               = 63.99 lb/ft<sup>3</sup>  
     Kelonggaran = 20 %  
     Waktu tinggal (τ) = 24 jam  
                       = 1 hari

##### 1. Volume Tangki

- Volume larutan

$$V_1 = \frac{143028.8695 \text{ kg/hari} \times 1 \text{ hari}}{1025 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 139.5403605 \text{ m}^3$$

- Volume tangki reaktor

$$V_1 = 1.2 \times 139.5403605$$



$$= 167.4484326 \text{ m}^3$$

Perbandingan tinggi dengan diameter tangki

$$(D : H_s) = 4 : 5$$

Volume silinder tangki ( $V_s$ )

$$V_s = \frac{\pi}{4} D_i^2 H_s = \frac{\pi}{4} D_i^2 \frac{5}{4} D = \frac{5}{16} \pi D_i^3$$

$$\text{Tinggi head } (H_h) = \frac{1}{6} D$$

Volume alas tangki ( $V_h$ )

$$\begin{aligned} V_h &= \frac{\pi}{4} D_i^2 H_h \quad (1) = \frac{\pi}{4} D_i^2 \left( \frac{1}{6} D_i \right) \quad (1) \\ &= \frac{\pi}{24} D_i^3 \end{aligned}$$

Volume tangki =  $V_s + V_h$

$$167.45 = \frac{5\pi}{16} D_i^3 + \frac{\pi}{24} D_i^3$$

$$167.45 = \frac{17}{48} \pi D_i^3$$

$$\begin{aligned} D_i &= 5.32 \text{ m} = 209.45 \text{ in} \\ &= 174.5 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_s &= \frac{5}{4} D_i \\ &= \frac{5}{4} 5.32 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= 6.65 \text{ m} \\ &= 261.8 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_h &= \frac{1}{6} D_i \\ &= \frac{1}{6} 5.32 \end{aligned}$$

$$= 0.887 \text{ m}$$

$$= 34.91 \text{ in}$$

$$H_{\text{total}} = H_s + H_h$$

$$= 7.537 \text{ m} = 296.7 \text{ in}$$

## 2. Tebal Shell

$$\text{Joint efficiency (E)} = 0.85$$

*(double welded butt joint)*

$$\text{Allowable stress (S)} = 16250 \text{ psia}$$

$$\text{Diameter (ID)} = 5.32 \text{ m}$$

$$= 209.45 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari} = 104.72 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi cairan (H}_s\text{)} = 6.65 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan larutan (Ph)} = H_s \times 9.8$$

$$\text{kg/m}^2 \times \rho$$

$$= 66799.70 \text{ Pa}$$

$$= 9.688 \text{ psia}$$

$$\text{Tekanan operasi (Pop)} = 9.688 \text{ psia}$$

$$+ 14.7 \text{ psia}$$

$$= 24.388 \text{ psia}$$

$$\text{Tekanan desain} = 1.2 \times \text{Pop}$$

$$= 29.27 \text{ psia}$$

Tebal *shell*

$$t = \frac{P R}{f E - 0.6P} + C$$

$$= \frac{(29.3 \text{ psia}) (104.72 \text{ in})}{(16250 \text{ psia}) (0.85) - 0.6 (29.3 \text{ psia})}$$

$$+ 0.125 \text{ in}$$

$$= 0.35 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell standar yang digunakan} = 7/16 \text{ in}$$

### 3. Tebal head

$$ID = 209.450 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2 t_s \\ &= 210.14 \text{ in} \\ &= 204 \text{ in} \end{aligned}$$

$$r_c = 170 \text{ in}$$

(Brownell & Young, Table 5.7)

$$t = \frac{0,885 P \cdot r_c}{f E - 0,1 P} + C$$

$$t = \frac{(0,85) (29,3 \text{ Psia}) (170 \text{ in})}{(16250 \text{ psia}) (0,85) - (0,1) (29,3 \text{ psia})} + 0,125 \text{ in}$$

$$t = 0.43 \text{ in}$$

$$t = 7/16 \text{ in}$$

### 4. Perhitungan Pengaduk

Jenis pengaduk : *six flat blade turbine*

Jumlah baffle : 6 buah

Untuk turbin standar (Geankoplis, 2003), diperoleh :

$$\begin{aligned} Da/Dt &= 1/3 \quad ; \quad Da = 1/3 \times 5.320 \\ &= 1.773 \text{ m} \end{aligned}$$

$$E/Da = 1 \quad ; \quad E = 1.773 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} L/Da &= 1/4 \quad ; \quad L = 1/4 \times 1.773 \\ &= 0.44 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W/Da &= 1/5 \quad ; \quad W = 1/5 \times 1.773 \\ &= 0.35 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} J/Dt &= 1/12 \quad ; \quad J = 1/12 \times 5.320 \\ &= 0.44 \text{ m} \end{aligned}$$

Dimana: Dt = diameter tangki

Da = Diameter impeller

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang blade pada turbin

W = lebar blade pada turbin

J = lebar baffle

Kecepatan pengadukan, N = 2 putaran/detik

$$\begin{aligned}\mu_{\text{larutan}} &= \frac{\mu_{\text{air}} \times \rho_{\text{liquid}}}{\rho_{\text{air}}} \\ &= \frac{2.883 \times 1025}{1000} \\ &= 2.954583 \text{ kg/m.jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\mu_{\text{air}}(30^{\circ}\text{C}) &= 0.8007 \text{ cp} \\ &= 2.883 \text{ kg/m.jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{NRe} &= \frac{\rho \cdot N \cdot \text{Da}^2}{\mu} \\ &= \frac{1025 \text{ kg/m}^3 (2 \text{ rps}) (1,773 \text{ m})^2}{2.9546 \text{ kg/m.jam}} \\ &= 2181.9477\end{aligned}$$

$$N_p = \frac{P}{N^3 \cdot \text{Da}^5 \cdot \rho} \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$P = N_p \cdot N^3 \cdot \text{Da}^5 \cdot \rho$$

$$N_p = 2.5 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$\begin{aligned}P &= 2,5 (2 \text{ rps})^3 (1,773 \text{ m})^5 (1025 \text{ kg/m}^3) \\ &= 36353.58 \text{ J/s} = 36.35358 \text{ kW} \\ &= 48.75 \text{ hp}\end{aligned}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\begin{aligned}\text{Daya motor penggerak} &= \frac{48.75}{0.8} \\ &= 60.937689 \text{ Hp}\end{aligned}$$

$$= 61 \text{ Hp}$$

**\* Menghitung Jaket Pemanas**

$$\begin{aligned} \text{Jumlah steam} &= 1899.607 \text{ kg/hari} \\ &= 4188 \text{ lb/hari} \\ &= 79.1503 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{pendingin}} &= \frac{M_{\text{pendingin}}}{\rho_{\text{pendingin}}} = \frac{79.1503}{0.424} \\ &= 186.68 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter inside jaket} &= \text{Diameter dalam} \\ &\quad + (2 \times \text{tebal shell}) \\ \text{(ID)} &= 210.14 \text{ in} \\ &= 17.50501 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi jaket} &= \text{Tinggi reaktor} \\ &= 261.81 \text{ in} \\ &= 21.81 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi jarak jaket} &= 5 \text{ in} \\ &= 0.42 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter outside jaket} &= \text{ID} + (2 \times \text{jarak jaket}) \\ \text{(OD)} &= 220.1441749 \text{ in} \\ &= 18.34 \text{ ft} \end{aligned}$$

Luas area pendingin, A :

$$\begin{aligned} A &= \frac{\pi}{4} (\text{OD}^2 - \text{ID}^2) \\ &= 23.44 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan superficial pendingin, v :

$$\begin{aligned} v &= \frac{V_{\text{pendingin}}}{A} = \frac{186.7}{23.44} \\ &= 7.96 \text{ ft/hari} \end{aligned}$$

**Spesifikasi :**

Nama alat	:	Tangki Propagasi
Fungsi	:	Tempat mengembangbiakan yeast sebelum digunakan untuk fermentasi
Jenis	:	Reaktor berpengaduk terbuka dan alas torrisperical
Bahan konstruksi	:	Stainless Steel SA-240, Grade A
Jumlah	:	1 unit
ID	:	209.45 in
Tinggi total	:	296.721 in
Tebal tangki	:	7/16 in
Tebal head	:	7/16 in
Jenis pengaduk	:	<i>six flat blade turbine</i>
Jumlah baffle	:	6 buah
Efisiensi motor	:	80%
Daya motor	:	61 Hp
Diameter inside jaket	:	210.14 in
Tinggi jaket	:	261.81 in
Asumsi jarak jaket	:	5 in
Diameter outside jaket (OD)	:	220.14 in
Luas area pendingin	:	23.44 ft <sup>2</sup>

**5. FERMENTOR (R-210)**

Fungsi	:	Tempat berlangsungnya
--------	---	-----------------------

		proses fermentasi molase menjadi alkohol
Jenis	:	Reaktor berpengaduk tutu dan alas torrisperical
Bahan konstruksi	:	Stainless Steel SA-240, Grade A
Jumlah	:	2 unit
Kondisi operasi	:	
Tekanan	=	1 atm
Temperatur	=	334.4 °C
Laju alir massa	=	866041.128 kg/hari
Densitas	=	1025 kg/m <sup>3</sup>
	=	63.99 lb/ft <sup>3</sup>
Kelonggaran	=	20 %
Waktu tinggal (τ)	=	24 jam
	=	1 hari

#### 1. Volume Tangki

- Volume larutan

$$V_1 = \frac{866041.128 \text{ kg/hari} \times 1 \text{ hari}}{1025 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 844.9181737 \text{ m}^3$$

- Volume tangki reaktor

$$V_1 = 1.2 \times 844.9181737$$

$$= 1013.901808 \text{ m}^3$$

Perbandingan tinggi dengan diameter tangki

$$(D : H_s) = 4 : 5$$

Volume silinder tangki ( $V_s$ )

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^2 \frac{5}{4} D = \frac{5}{16} \pi D^3$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} D_i^2 H_s = \frac{\pi}{4} D_i^2 \left( \frac{5}{4} D_i \right) = \frac{5\pi}{16} D_i^3$$

$$\text{Tinggi head (H}_h\text{)} = \frac{1}{6} D$$

Volume alas tangki (V<sub>h</sub>)

$$\begin{aligned} V_h &= \frac{\pi}{4} D_i^2 H_h \quad (1) = \frac{\pi}{4} D_i^2 \left( \frac{1}{6} D_i \right) \quad (1) \\ &= \frac{\pi}{24} D_i^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tangki} = V_s + V_h$$

$$1013.90 = \frac{5\pi}{16} D_i^3 + \frac{\pi}{24} D_i^3$$

$$1013.90 = \frac{17}{48} \pi D_i^3$$

$$\begin{aligned} D_i &= 9.70 \text{ m} = 381.76 \text{ in} \\ &= 318.1 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_s &= \frac{5}{4} D_i \\ &= \frac{5}{4} \cdot 9.70 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= 12.12 \text{ m} \\ &= 477.2 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_h &= \frac{1}{6} D_i \\ &= \frac{1}{6} \cdot 9.70 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= 1.616 \text{ m} \\ &= 63.63 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{total}} &= H_s + H_h \\ &= 15.35 \text{ m} \end{aligned}$$



## 2. Tebal Shell

$$\begin{aligned}
 \text{Joint efficiency (E)} &= 0.85 \\
 &\quad (\text{double welded butt joint}) \\
 \text{Allowable stress (S)} &= 16250 \text{ psia} \\
 \text{Diameter (ID)} &= 9.70 \text{ m} \\
 &= 381.76 \text{ in} \\
 \text{Jari-jari} &= 190.88 \text{ in} \\
 \text{Tinggi cairan (H}_s\text{)} &= 12.12 \text{ m} \\
 \text{Tekanan larutan (Ph)} &= H_s \times 9.8 \\
 &\quad \text{kg/m}^2 \times \rho \\
 &= 121752.95 \text{ Pa} \\
 &= 17.659 \text{ psia} \\
 \text{Tekanan operasi (Pop)} &= 17.659 \text{ psia} \\
 &\quad + 14.7 \text{ psia} \\
 &= 32.359 \text{ psia} \\
 \text{Tekanan desain} &= 1.2 \times \text{Pop} \\
 &= 38.83 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

Tebal *shell*

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{P R}{f E - 0.6P} + C \\
 &= \frac{(38.8 \text{ psia}) (190.88 \text{ in})}{(16250 \text{ psia}) (0.85) - 0.6 (38.8 \text{ psia})} \\
 &\quad + 0.125 \text{ in} \\
 &= 0.7 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 3/4 in

## 3. Tebal head

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= 381.755 \text{ in} \\
 \text{OD} &= \text{ID} + 2 t_s \\
 &= 382.38 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 240 \text{ in} \\
 r_c &= 180 \text{ in} \\
 &\text{(Brownell \& Young, Table 5.7)} \\
 t &= \frac{0,885 P \cdot r_c}{f E - 0,1 P} + C \\
 t &= \frac{(0,85) (38,8 \text{ psia}) (180 \text{ in})}{(16250 \text{ psia}) (0,85) - (0,1) (38,8 \text{ psia})} \\
 &\quad + 0,125 \text{ in} \\
 t &= 0.6 \text{ in} \\
 t &= 5/8 \text{ in}
 \end{aligned}$$

#### 4. Perhitungan Pengaduk

Jenis pengaduk : *six flat blade turbine* tipe  
propeller

Jumlah baffle : 6 buah

Untuk turbin standar (Mc Cabe, 1999), diperoleh :

$$\begin{aligned}
 Da/Dt &= 1/3 \quad ; \quad Da = 1/3 \times 9.70 \\
 &= 3.23 \text{ m} \\
 E/Da &= 1 \quad ; \quad E = 3.23 \text{ m} \\
 L/Da &= 1/4 \quad ; \quad L = 1/4 \times 3.23 \\
 &= 0.81 \text{ m} \\
 W/Da &= 1/5 \quad ; \quad W = 1/5 \times 3.23 \\
 &= 0.65 \text{ m} \\
 J/Dt &= 1/12 \quad ; \quad J = 1/12 \times 9.70 \\
 &= 0.81 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dimana: Dt = diameter tangki  
Da = Diameter impeller  
E = tinggi turbin dari dasar tangki  
L = panjang blade pada turbin  
W = lebar blade pada turbin

J = lebar baffle

Kecepatan pengadukan, N = 2 putaran/detik

$$\begin{aligned}\mu_{\text{larutan}} &= \frac{\mu_{\text{air}} \times \rho_{\text{liquid}}}{\rho_{\text{air}}} \\ &= \frac{2.883 \times 1025}{1000} \\ &= 2.954583 \text{ kg/m.jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\mu_{\text{air}} (30^{\circ}\text{C}) &= 0.8007 \text{ cp} \\ &= 2.883 \text{ kg/m.jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{NRe} &= \frac{\rho \cdot N \cdot \text{Da}^2}{\mu} \\ &= \frac{1025 \text{ kg/m}^3 (2 \text{ rps}) (3,23 \text{ ft})^2}{2.9546 \text{ kg/m.jam}} \\ &= 7249\end{aligned}$$

$$N_p = \frac{P}{N^3 \cdot \text{Da}^5 \cdot \rho} \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$P = N_p \cdot N^3 \cdot \text{Da}^5 \cdot \rho$$

$$N_p = 2.5 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$\begin{aligned}P &= 2,9 (2 \text{ rps})^3 (1,716 \text{ m})^5 (1025 \text{ kg/m}^3) \\ &= 66260.11 \text{ J/s} = 66.26011 \text{ kW} \\ &= 88.85 \text{ hp}\end{aligned}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\begin{aligned}\text{Daya motor penggerak} &= \frac{88.85}{0.8} \\ &= 111.0685 \text{ Hp} \\ &= 111 \text{ Hp}\end{aligned}$$

#### \* Menghitung Jaket Pendingin

Jumlah pendingin (30 °C) 19240559 kg/hari

$$\begin{aligned}
 &= 42418121 \quad \text{lb/hari} \\
 &= 801689.9 \quad \text{kg/jam} \\
 V_{\text{pendingin}} &= \frac{M_{\text{pendingin}}}{\rho_{\text{pendingin}}} = \frac{801690}{995.68} \\
 &= 805.17 \quad \text{m}^3 \\
 \text{Diameter inside jaket} &= \text{Diameter dalam} \\
 &\quad + (2 \times \text{tebal shell}) \\
 (\text{ID}) &= 382.88 \quad \text{in} \\
 &= 31.906593 \quad \text{ft} \\
 \text{Tinggi jaket} &= \text{Tinggi reaktor} \\
 &= 477.19 \quad \text{in} \\
 &= 39.77 \quad \text{ft} \\
 \text{Asumsi jarak jaket} &= 5 \quad \text{in} \\
 &= 0.42 \quad \text{ft} \\
 \text{Diameter outside jaket} &= \text{ID} + (2 \times \text{jarak jaket}) \\
 (\text{OD}) &= 392.8791146 \\
 \text{in} &= 32.74 \quad \text{ft}
 \end{aligned}$$

Luas area pendingin, A :

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{\pi}{4} (\text{OD}^2 - \text{ID}^2) \\
 &= 42.29 \quad \text{ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan superficial pendingin, v :

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{V_{\text{pendingin}}}{A} = \frac{805.2}{42.29} \\
 &= 19.04 \quad \text{ft/hari}
 \end{aligned}$$

### Spesifikasi :

Nama alat : Tangki Fermentor  
 Fungsi : Tempat

		berlangsungnya proses fermentasi molase menjadi alkohol
Jenis	:	Reaktor berpengaduk tutup
	:	dan alas torrisperical
Bahan konstruksi	:	Stainless Steel SA-240 Grade A
Jumlah	:	2 unit
ID	:	381.76 in
Tinggi total	:	604 in
Tebal tangki	:	3/4 in
Tebal head	:	5/8 in
Jenis pengaduk	:	<i>six flat blade turbine</i>
Jumlah baffle	:	6 buah
Efisiensi motor	:	80%
Daya motor	:	111 Hp
Diameter inside jaket	:	382.88 in
Tinggi jaket	:	477.19 in
Asumsi jarak jaket	:	5 in
Diameter outside jaket (OD)	:	392.8791 in
Luas area pendingin	:	19.04 ft <sup>2</sup>

## 6. EVAPORATOR (V-310)

Fungsi : Menguapkan etanol air dalam  
molase broth

Evaporator Efek 1 :

Dari Appendix B

$$Q = 14372504.54$$

$$\begin{aligned}
 W &= 2374858.753 \text{ btu/jam} \\
 \text{suhu masuk} &= 102 \text{ }^{\circ}\text{C} = 3448 \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 \text{suhu keluar} &= 107 \text{ }^{\circ}\text{C} = 3611 \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 \Delta T &= 3611 - 3448 = 163.6 \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 UD &= 200 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^{\circ}\text{F} \\
 &\text{(Kern Tabel 8)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{UD \times \Delta T} \\
 &= \frac{2374858.753}{200 \times 163.6} \\
 &= 72.58 \text{ ft}^2 = 6.74
 \end{aligned}$$

Luas Perpindahan Panas Maksimum = 300 m<sup>2</sup> m<sup>2</sup>

Kondisi tube Calandria berdasarkan Badger, hal 176

Ukuran tube = 4 in dan

Panjang tube = 12 ft = 3.658 m

Dipilih :

Pipa standar 4 in IPS Schedule 40

(Kern tabel 11)

OD = 4.5 in = 0.38 ft

ID = 4.03 in = 0.34 ft

a't = 12.7 in<sup>2</sup> = 0.09 ft<sup>2</sup>

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah tube, Nt} &= \frac{A}{a't \times L} \\
 &= \frac{72.58}{0.088 \times 12} \\
 &= 69 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Dimensi Evaporator

$$\begin{aligned}
 A &= Nt \times a't \\
 &= 6.05 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$D_{\text{evap}} = \sqrt[4]{\frac{4 \times A}{\pi}} \\ = \sqrt[4]{\frac{4 \times 10 \text{ ft}}{\pi}} = 2.93 \text{ m}$$

### **Tinggi evaporator**

Tinggi badan silinder = 1,5 sampai 2 kali panjang tube

(Hougot, 508)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder} &= 1.5 \times 3.658 \\ &= 5.4864 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi evaporator = tinggi badan silinder + panjang tube

$$\text{Tinggi evaporator} = 9.144 \text{ m}$$

### **Diameter Centerwall**

$$\begin{aligned} \text{Diameter center well} &= 0.25 \times D_{\text{evap}} \\ &\text{(Hugot, hal 509)} \\ &= 0.25 \times 2.93 \\ &= 0.733 \text{ m} \end{aligned}$$

### **Tebal minimum shell**

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk Cylindrical Tank

$$t_{\text{min}} = \frac{P \times r_i}{f.E - 0.6 P} + C$$

- Keterangan  $t_{\text{min}}$  = tebal shell minimum (in)  
 $P$  = tekanan tangki (psi)  
 $r_i$  = jari-jari tangki (in)  
 $C$  = faktor korosi (in)  
 $E$  = faktor pengelasan, digunakan double welded,  $E = 0.85$

bahan konstruksi shell : Carbon steel SA-203  
 Grade C

Dari Brownell & Young didapat data sebagai berikut:

$$f_{\text{allowance}} = 18750 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14.7 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan larutan (Pl)} &= H_s \times 9.8 \text{ kg/m}^2 \times \rho \\ &= 27996.33 \text{ Pa} \\ &= 4.061 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Total} &= 14.7 + 4.061 \\ &= 18.75 \text{ psi} \end{aligned}$$

P design diambil 10% lebih besar dari P operasi  
faktor keamanan

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1.1 \times 18.75 \\ &= 20.63 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= 1/2 D \\ &= 4.81 \text{ ft} = 57.7 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_{\text{min}} &= \frac{20.63 \times 58}{18750 \times 1 - 0.6 \times 20.63 + 0.125} \\ &= 0.2 \quad (\text{digunakan } t = 3/16 \text{ in}) \end{aligned}$$

Tebal conical dishead (bawah)

$$t_{\text{conical}} = \frac{P \cdot D}{2 \cos \alpha (fE - 0.6P)} + C$$

dengan :

$$\begin{aligned} \alpha &= 1/2 \text{ sudut conis} \\ &= 1/2 \times 60^\circ = 30^\circ \end{aligned}$$

Bahan konstruksi : SA-203 Grade C

$$f_{\text{allowance}} = 18750 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} t_{\text{conica}} &= \frac{20.63 \times 115.4}{2 \times \cos 30^\circ \times 18750 \times 0.85 - 0.6 \times 20.63 + 0.125} \end{aligned}$$



$$T = 0,125$$

$$= ##### \text{ (digunakan } t = 1 \text{ in)}$$

### Spesifikasi efek 1

$$\text{Diameter Centerwall} = 0.733 \text{ m}$$

$$\text{Diameter Evaporator} = 3 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Shell} = 9.144 \text{ m}$$

$$\text{Tebal Shell} = 3/16 \text{ in}$$

$$\text{Tebal Tutup} = 1 \text{ in}$$

### Tube Calandria

$$\text{Ukuran} = 4 \text{ in sch. standard 40 IPS}$$

$$\text{OD} = 0.375 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0.335 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang Tube} = 12 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah Tube} = 69 \text{ buah}$$

$$\text{Bahan Konstruksi} = \text{Carbon Steel SA-203 Grade C}$$

$$\text{Jumlah Evaporator} = 1 \text{ buah}$$

Evaporator Efek 2 :

Dari Appendix B

$$Q = 33222138.78$$

$$W = 5489501.629 \text{ btu/jam}$$

$$\text{suhu masuk} = 107 \text{ }^{\circ}\text{C} = 3617 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{suhu keluar} = 86 \text{ }^{\circ}\text{C} = 2895 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T = 3617 - 2895 = 722 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$UD = 200 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^{\circ}\text{F}$$

(Kern Tabel 8)

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T}$$

$$= \frac{5489501.629}{200 \times 722}$$

$$= \frac{38.02}{\text{ft}^2} = 3.53 \text{ m}^2$$

Luas Perpindahan Panas Maksimum =  $300 \text{ m}^2$

Kondisi tube Calandria berdasarkan Badger, hal 176 :

$$\begin{aligned} \text{Ukuran tube} &= 4 \text{ in} \quad \text{dan} \quad \text{Panjang tube} \\ &= 12 \text{ ft} = 3.658 \text{ m} \end{aligned}$$

Dipilih :

Pipa standar 4 in IPS Schedule 40

(Kern tabel 11)

$$\text{OD} = 4.5 \text{ in} = 0.375 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 4.026 \text{ in} = 0.336 \text{ ft}$$

$$a't = 12.7 \text{ in}^2 = 0.088 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube, } N_t &= \frac{A}{a't \times L} \\ &= \frac{38.02}{0.088 \times 12} \\ &= 36 \text{ buah} \end{aligned}$$

Dimensi Evaporator

$$A = N_t \times a't$$

$$= 3.17 \text{ ft}^2$$

$$D_{\text{evap}} = \sqrt[4]{\frac{4 \times A}{\pi}}$$

$$= \sqrt[4]{\frac{12.7}{\pi}} \text{ ft} = 2.12 \text{ m}$$

**Tinggi evaporator**

Tinggi badan silinder = 1,5 sampai 2 kali panjang  
(Hougot, 508) tube

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder} &= 1.5 \times 3.658 \\ &= 5.4864 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi evaporator = tinggi badan silinder + panjang

tube

Tinggi evaporator = 9.144 m

### Diameter Centerwall

$$\begin{aligned} \text{Diameter center well} &= 0 \times D_{\text{evap}} \\ &\quad (\text{Hugot, hal 509}) \\ &= 0 \times 2.12 \\ &= 1 \text{ m} \end{aligned}$$

### Tebal minimum shell

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk  
Cylindrical Tank

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{f.E - 0,6 P} + C$$

Keterangan  $t_{\min}$  = tebal shell minimum (in)  
 $P$  = tekanan tangki (psi)  
 $r_i$  = jari-jari tangki (in)  
 $C$  = faktor korosi (in)  
 $E$  = faktor pengelasan, digunakan  
double welded,  $E = 0.85$

bahan konstruksi shell : Carbon steel SA-203

Grade C

Dari Brownell & Young didapat data sebagai berikut:

$$f_{\text{allowance}} = 18750 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = \text{##} \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan larutan (Pl} = H_s \times 9.8 \times \rho$$

$$= 27996.33 \text{ kg/m}^2$$

$$= 4.061 \text{ Pa}$$

$$\text{Tekanan Total} = 14.7 + \text{##} \text{ psia}$$

$$= 18.75 \text{ psi}$$

P design diambil 10% lebih besar dari P operasi

faktor keamanan

$$P \text{ desain} = 1.1 \times \text{##}$$

$$= 20.63 \text{ psi}$$

$$R = 1/2 D$$

$$= 3.48 \text{ ft} = \text{in}$$

$$t_{\text{mir}} = \frac{20.63 \times 42 \times 42}{18750 \times 1 - 0.6 \times \frac{42}{\text{##}}} + 0.125$$

$$= 0.2 \quad (\text{digunakan } t = 3/16 \text{ in})$$

Tebal conical dishead (bawah)

$$t_{\text{conical}} = \frac{P \cdot D}{2 \cos \alpha (fE - 0.6P)} + C$$

dengan :

$$\alpha = 1/2 \text{ sudut conis}$$

$$= 1/2 \times 60^\circ = 30^\circ$$

Bahan konstruksi shell : dianjurkan bahan

campuran alloy carbon steel dengan nickel

Bahan konstruksi : SA-203 Grade C

$$f_{\text{allowance}} = 18750 \text{ psi}$$

$$t_{\text{conica}} = \frac{20.63 \times 83.51008095}{2 \times \cos 30^\circ \times 18750 \times 1 - 0.6 \times 20} + 0.125$$

$$= \text{#####} \quad (\text{digunakan } t = 3/4 \text{ in})$$

## Spesifikasi efek 2

$$\text{Diameter Centerwall} = 0.53$$

$$\text{Diameter Evaporator} = 7 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Shell} = 9.144 \text{ ft}$$

$$\text{Tebal Shell} = 1/4 \text{ m}$$

Tebal Tutup	=	7/16 in
<b>Tube Calandria</b>		in
Ukuran	=	4 in sch. standard 40 IPS
OD	=	0.375 ft
ID	=	0.335 ft
Panjang Tube	=	12 ft
Jumlah Tube	=	36 buah
Bahan Konstruksi	=	Carbon Steel SA-203 Grade C
Jumlah Evaporator	=	1 buah

Evaporator Efek 3 :

Dari Appendix B

$$\begin{aligned}
 Q &= 13429887.71 \\
 W &= 2219104.284 \\
 \text{suhu masuk} &= 86 \text{ }^{\circ}\text{C} = \text{## } \text{btu/}^{\circ}\text{F} \\
 \text{suhu keluar} &= 68 \text{ }^{\circ}\text{C} = \text{## } \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 \Delta T &= 2907 - 2298 = 608.4 \text{ }^{\circ}\text{F} \\
 UD &= 200 \text{ Btu/jam.ft}^2 = \\
 &\text{(Kern Tabel 8)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{UD \times \Delta T} \\
 &= \frac{2219104.284}{200 \times 608.4} \\
 &= 18.2372 \text{ ft}^2 = \text{##} \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Luas Perpindahan Panas Maksimum = 300 m<sup>2</sup>

Kondisi tube Calandria berdasarkan Badger, hal 176 :

$$\begin{aligned}
 \text{Ukuran tube} &= 4 \text{ in dan} \\
 \text{Panjang tube} &= 12 \text{ ft} = 3.658
 \end{aligned}$$

Dipilih : m

Pipa standar 4 in IPS Schedule 40

(Kern tabel 11)

$$OD = 4.5 \text{ in} = 0.375 \text{ ft}$$

$$ID = 4.026 \text{ in} = 0.336 \text{ ft}$$

$$a't = 12.7 \text{ in}^2 = 0.088 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube, } N_t &= \frac{A}{a't \times L} \\ &= \frac{18.24}{0.088 \times 12} \\ &= 17 \text{ buah} \end{aligned}$$

Dimensi Evaporator

$$A = N_t \times a't$$

$$= 1.52 \text{ ft}^2$$

$$D_{\text{evap}} = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}}$$

$$= 1.47 \text{ m}$$

### Tinggi evaporator

Tinggi badan silinder = 1,5 sampai 2 kali panjang tube

(Hougot, 508)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder} &= 1.5 \times 4 \\ &= 5.4864 \end{aligned}$$

Tinggi evaporator = tinggi badan silinder

$$\text{Tinggi evaporator} = 9.144 \text{ m}$$

### Diameter Centerwall

$$\begin{aligned} \text{Diameter center well} &= 0 \times D_{\text{evap}} \\ &\text{(Hugot, hal 509)} \\ &= 0 \times 1.47 \\ &= 0 \text{ m} \end{aligned}$$

### Tebal minimum shell

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk

### Cylindrical Tank

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{f.E - 0,6 P} + C$$

Keterangan  $t_{\min}$  = tebal shell minimum (in)

$P$  = tekanan tangki (psi)

$r_i$  = jari-jari tangki (in)

$C$  = faktor korosi (in)

$E$  = faktor pengelasan, digunakan double welded,  $E = 0.85$

bahan konstruksi shell : Carbon steel SA-203 Grade C

Dari Brownell & Young didapat data sebagai berikut:

$$f_{\text{allowance}} = 18750 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = \text{##} \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan larutan (Pl)} &= H_s \times 9.8 \times \rho \\ &= 27996.33 \text{ kg/m}^2 \\ &= 4.061 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Total} &= 14.7 + \text{##} \text{ psia} \\ &= 18.75 \text{ psi} \end{aligned}$$

$P$  design diambil 10% lebih besar dari  $P$  operasi untuk faktor keamanan

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1.1 \times \text{##} \\ &= 20.63 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= 1/2 D \\ &= 2.41 \text{ ft} = 28.92 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_{\min} &= \frac{20.63 \times 28.92}{18750 \times 0.85 - 0,6 \times 20.63} + 0.125 \\ &= 0.2 \text{ (digunakan } t = 3/16 \text{ in)} \end{aligned}$$

Tebal conical dishead (bawah)

$$t_{\text{conical}} = \frac{P \cdot D}{2 \cos \alpha (fE - 0,6P)} + C$$

dengan :

$$\begin{aligned}\alpha &= 1/2 \text{ sudut conis} \\ &= 1/2 \times 60^\circ = 30^\circ\end{aligned}$$

Bahan konstruksi shell : dianjurkan bahan campuran alloy carbon steel dengan nickel

Bahan konstruksi : SA-203 Grade C

$$f_{\text{allowance}} = 18750 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}t_{\text{conica}} &= \frac{20.63 \times 57.83965223}{2 \times \cos 30^\circ \times 18750 - 0,6 \times 21} \\ &= \text{#####} \text{ (digunakan } t = 3/4 \text{ in)}\end{aligned}$$

### Spesifikasi efek 3

$$\text{Diameter Centerwall} = 0.367$$

$$\text{Diameter Evaporator} = 1.47 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Shell} = 9.144 \text{ m}$$

$$\text{Tebal Shell} = 3/16 \text{ m}$$

$$\text{Tebal Tutup} = 5/16 \text{ in}$$

**Tube Calandria** in

$$\text{Ukuran} = 4 \text{ in sch. standard 40 IPS}$$

$$\text{OD} = 0.375 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0.335 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang Tube} = 12 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah Tube} = 17 \text{ buah}$$

$$\text{Bahan Konstruksi} = \text{Carbon Steel SA-203 Grade C}$$

$$\text{Jumlah Evaporator} = 1 \text{ buah}$$

Evaporator Efek 4 :

Dari Appendix B



$$\begin{aligned}
 Q &= 62081778.95 \\
 W &= 10258160.35 \\
 \text{suhu masuk} &= 68 \text{ } ^\circ\text{C} = \text{##} \text{ btu/} ^\circ\text{F} \\
 \text{suhu keluar} &= 48 \text{ } ^\circ\text{C} = \text{##} \text{ } ^\circ\text{F} \\
 \Delta T &= 2298 - 1622 = 676 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 UD &= 200 \text{ Btu/jam.ft}^2 = \\
 &\text{(Kern Tabel 8)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{UD \times \Delta T} \\
 &= \frac{10258160.35}{200 \times 676} \\
 &= 75.87 \text{ ft}^2 = \text{##} \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Luas Perpindahan Panas Maksimum = 300 m<sup>2</sup>

Kondisi tube Calandria berdasarkan Badger, hal 176 :

Ukuran tube = 4 in dan

Panjang tube = 12 ft = 3.658

Dipilih : m

Pipa standar 4 in IPS Schedule 40

(Kern tabel 11)

OD = 4.5 in = 0.375 ft

ID = 4.026 in = 0.336 ft

a't = 12.7 in<sup>2</sup> = 0.088 ft<sup>2</sup>

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah tube, Nt} &= \frac{A}{a't \times L} \\
 &= \frac{75.87}{0.088 \times 12} \\
 &= 72 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Dimensi Evaporator

$$A = Nt \times a't$$

$$\begin{aligned}
 &= 6.32 \text{ ft}^2 \\
 D_{\text{evap}} &= \sqrt[4]{\frac{4 \times A}{\pi}} \\
 &= \sqrt[4]{\frac{25.28}{\pi}} = 3.00 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### Tinggi evaporator

Tinggi badan silinder = 1,5 sampai 2 kali panjang tube  
(Hougot, 508)

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi silinder} &= 1.5 \times 4 \\
 &= 5.4864 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tinggi evaporator = tinggi badan silinder

$$\text{Tinggi evaporator} = 5.4864 \text{ m}$$

### Diameter Centerwall

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter center well} &= 0.5 \times D_{\text{evap}} \\
 &\text{(Hugot, hal 509)} \\
 &= 0.5 \times 3.00 \\
 &= 1.5 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### Tebal minimum shell

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk  
Cylindrical Tank

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{f \cdot E - 0.6 P} + C$$

Keterangan  $t_{\min}$  = tebal shell minimum (in)

$P$  = tekanan tangki (psi)

$r_i$  = jari-jari tangki (in)

$C$  = faktor korosi (in)

$E$  = faktor pengelasan, digunakan  
double welded,  $E = 0.85$

bahan konstruksi shell : Carbon steel SA-203 Grade C

Dari Brownell & Young didapat data sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 f_{\text{allowance}} &= 18750 \text{ psi} \\
 P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} = \text{##} \text{ psi} \\
 \text{Tekanan larutan (Pl)} &= H_s \times 9.8 \times \rho \\
 &= 27996.33 \text{ kg/m}^2 \\
 &= 4.061 \text{ Pa} \\
 \text{Tekanan Total} &= 14.7 + \text{##} \text{ psia} \\
 &= 18.75 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= 1.1 \times \text{##} \\
 &= 20.63 \text{ psi} \\
 R &= 1/2 D \\
 &= 4.92 \text{ ft} = \text{##} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{mir}} &= \frac{20.63 \times \text{##}}{18750 \times 0.85 - 0.6 \times \text{##} + 0.125} \\
 &= \text{##} \quad (\text{digunakan } t = 3/16 \text{ in})
 \end{aligned}$$

Tebal conical dishead (bawah)

$$t_{\text{conical}} = \frac{P \cdot D}{2 \cos \alpha (fE - 0.6P)} + C$$

dengan :

$$\begin{aligned}
 \alpha &= 1/2 \text{ sudut conis} \\
 &= 1/2 \times 60^\circ = 30^\circ
 \end{aligned}$$

Bahan konstruksi shell : dianjurkan bahan campuran alloy carbon steel dengan nickel

Bahan konstruksi : SA-203 Grade C

$$\begin{aligned}
 f_{\text{allowance}} &= 18750 \text{ psi} \\
 t_{\text{conica}} &= \frac{20.63 \times \text{##}}{2 \times \cos 30^\circ \times 18750 \times 0.85 - 0.6 \times \text{##}}
 \end{aligned}$$

$$+ 0,125$$

$$= \text{\#REF! (digunakan } t = 3/4 \text{ in)}$$

#### Spesifikasi efek 4

Diameter Centerwall	=	0.749
Diameter Evaporator	=	3 m
Tinggi Shell	=	9.144 m
Tebal Shell	=	3/16 m
Tebal Tutup	=	5/8 in
<b>Tube Calandria</b>		in
Ukuran	=	4 in sch. standard 40 IPS
OD	=	0.375 ft
ID	=	0.335 ft
Panjang Tube	=	12 ft
Jumlah Tube	=	72 buah
Bahan Konstruksi	=	Carbon Steel SA-203 Grade C
Jumlah Evaporator	=	1 buah

#### 7. UNIT DEHIDRASI ZEOLIT (D-330)

Fungsi	=	Untuk menyerap air yang terkandung dalam etanol 96% sehingga menghasilkan etanol 99.58%
Type	=	<i>Fixed bed ellipsodial</i>
Bahan	=	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>

#### Data komponen masuk kolom dehidrasi

Komponen	Massa (kg)	Fraksi (x)
H <sub>2</sub> O	79666	0.91
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	8362	0.09

88027.81	1.0000
----------	--------

Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	x/p	Volume
995.68	0.001	80.01115619
789.00	0.00012	10.59860583
		90.60976202

$$\text{Densitas Campuran} = 971.5047 \text{ kg/m}^3$$

Menurut Seader & Henley (2006), didapatkan karakteristik adsorber zeolite yaitu :

$$\text{Diameter pori (dp)} = 3-10 \text{ angstrong}$$

$$\text{Porositas partikel} = ,2-0,5$$

$$\text{Densitas bulk} = 5-0,68 \text{ g/cm}^3$$

$$\text{Densitas partikel} = 1.4 \text{ g/cm}^3$$

$$\text{Luas permukaan} = 10-700 \text{ m}^2/\text{g}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas adsorpsi air pada } 25^0\text{C dan } 4,6 \text{ mmHg} \\ = 0,2-0,25 \end{aligned}$$

Sehingga, diasumsikan menjadi

$$\text{Diameter pori} = 3$$

$$\text{Diameter partikel} = 6.70 \text{ angstrong}$$

$$\text{Porositas partikel} = 0.2 \text{ mm}$$

$$\text{Densitas bulk} = 0.6$$

$$\text{Densitas partikel} = 1.4 \text{ g/cm}^3$$

$$\text{Luas Permukaan} = 600 \text{ g/cm}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas adsorpsi air pada } 25^0\text{C dan } 4,6 \text{ mmHg} \\ = 0.2 \end{aligned}$$

Sehingga untuk menentukan densitas solid dan fraksi void adalah

$$\rho_p = 1 - \frac{\rho_p}{\rho_s}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{c}{\rho_s} &= 1 - \left( \frac{1.4}{\rho_s} \right) \\
 \rho_s &= 1.4 \left( \frac{c}{1.4 - c} \right) \\
 \frac{c}{\rho_s} &= 1 - \frac{1.4}{\rho_s} \\
 &= 1 - \left( \frac{0.6}{1.4} \right) \\
 &= 1 - \left( \frac{g}{cm^3} \right)
 \end{aligned}$$

#### Penentuan Isoterm

Menurut Seader&Henley (2006), isoterm adsorpsi yang digunakan adalah isoterm langmuir

$$q = \frac{q_m * K * c}{1 + K * c}$$

Kemudian disesuaikan hingga menjadi suatu persamaan baru yaitu :

$$q = \frac{n^0 (x_1^0 - x_1)}{m}$$

Untuk menentukan massa adsorben (m) yang digunakan dengan persamaan diatas, diketahui data sebagai berikut :

Kapasitas adsorpsi, q	0.2	
Massa air sebagai solute, n <sup>0</sup>	= 0.09	kg
Konsentrasi air sebagai solut, x <sub>10</sub>	= 464.6	kmo
Konsentrasi air sebagai solut, x <sub>1</sub>	= 446.0	kmo

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{n^0 (x_1^0 - x_1)}{q} \\
 &= \frac{0.09}{\frac{465 - 446}{0.2}}
 \end{aligned}$$

$$= 8.367376 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bed} &= 8 / 0.6 \\ &= 14 \text{ L} \end{aligned}$$

Menentukan Diameter Kolom Adsorpsi

1. Menentukan porositas molecular sieve zeolite  
molecular sieve zeolite yang digunakan  
berbentuk granular dengan :

$$\begin{aligned} \text{sphericity} &= \\ \text{Porositas, X} &= \text{##} \\ &(\text{p.211, } 1) \end{aligned}$$

2. Menentukan faktor bilangan reynold, Fre dan  
faktor Friksi, Ff

Berdasarkan Brown (1956), figure 219 :

$$\begin{aligned} \text{Fre} &= 48 \\ \text{Ff} &= 1400 \end{aligned}$$

3. Menentukan Permeabilitas , K

$$\begin{aligned} K &= \frac{gc \cdot Dp^2 \cdot Fre}{32 Ff} \\ &(\text{pers.172 hal 217 Brown 1956}) \\ &= \frac{32.2 \times 0,0005 \times 48}{32 \times 1400} \\ &= 0.00002 \end{aligned}$$

Keterangan

- K = Permeabilitas  
gc = Faktor Gravitasi  
Dp = Diameter partikel, ft  
Fre = Faktor bilangan reynold  
Ff = Faktor-faktor friksi

4. Menentukan kecepatan superficial,  $v$

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{K_p}{\mu} \\
 &\quad (\text{per.171 a, hal 217; Foust ; 1956}) \\
 &= 0.0395 \quad \text{fps} \\
 &= 0.012 \quad \text{m/s} \\
 &= 43.34695977 \quad \text{m/jam}
 \end{aligned}$$

5. Menentukan laju alir volumetrik,  $Q$

$$\begin{aligned}
 Q &= \text{mass rate etanol/densitas} \\
 &= \frac{1.019}{971.505} \\
 &= 0.001 \quad \text{m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{v} \\
 &= \frac{0.001}{0.012} \\
 &= 0.087 \quad \text{m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \\
 0.087 &= \frac{1}{4} \times 3.14 \times D^2 \\
 D^2 &= 0.111 \\
 D &= 0.333 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bed} &= A \times H \\
 13.946 &= 0.087 \times H \\
 H &= 160.115 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$



$$\text{maka : } D = 0.333 \text{ m}$$

$$H = 160.115 \text{ m}$$

## 2. Tebal Shell

$$\text{Joint efficiency (E)} = 1$$

*(double welded butt joint)*

$$\text{Allowable stress (S)} = \text{##} \quad \text{psia}$$

$$\text{Diameter (ID)} = 0.3 \text{ m}$$

$$= \text{##} \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari} = \text{##} \text{ in}$$

$$\text{Tinggi (H}_s\text{)} = \text{##} \text{ m}$$

$$\text{Tekanan larutan (Ph)} = H_s \quad 9.8$$

$$\text{kg/l} \times \text{ } \times \rho$$

$$= \text{##} \quad \text{Pa}$$

$$= \text{##} \quad \text{psia}$$

$$\text{Tekanan operasi (Pop)} = \text{##} \quad \text{psia}$$

$$+ \quad \text{psia}$$

$$= \text{##} \text{ ##} \quad \text{psia}$$

$$\text{Tekanan desain} = 1,2 \times \text{Pop}$$

$$= \text{##} \quad \text{psia}$$

Tebal *shell*

$$t = \frac{P R}{f E - 0,6P} + C$$

$$= \frac{1) (357,27 \text{ in})}{.85) - 0.6 (289 \text{ psia})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0.26 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan  $\frac{1}{4}$  in

## 3. Tebal head =

$$\text{ID} = 13.114 \text{ in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 t_s$$

$$\begin{aligned}
 &= 13.64 \text{ in} \\
 &= 240 \text{ in} \\
 r_c &= 180 \text{ in} \\
 &\quad (\text{Brownell \& Young, Table 5.7}) \\
 t &= \frac{0,885 P \cdot r_c}{f E - 0,1 P} + C \\
 t &= \frac{1 \text{ psia} (180 \text{ in})}{(16250 \text{ psia}) (0,85) - (0,1) (38,1 \text{ psia})} \\
 &\quad + 0,125 \text{ in} \\
 t &= \\
 t &= 5/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

### **Kesimpulan spesifikasi kolom adsorpsi**

jenis Adsorber	:	Molecular sieve zeolite
Diameter pori-pori	:	3 Angstrong
Jenis Kolom Adsorber	:	Fixed Bed Adsorber
Bahan Kontruksi	:	Carbon steel SA -283 Grade A
Tinggi Kolom	:	## m
Diameter Kolom	:	## m
Tebal Kolom	:	1/4 in
Tebal Head	:	5/16 in

## **8. REBOILER (E-335)**

### **1. Heat Balance**

Aliran bahan panas,

$$\begin{aligned}
 Q &= 22118648.74 \text{ kkal/hari} \\
 &= 3658793.146 \text{ Btu/jam} \\
 &= 10431.21 \text{ kg/hari} \\
 &= 958.20 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

Aliran bahan dingin,

$$W = 516247.24 \text{ kg/hari}$$

$$= 47422.04 \quad \text{lb/jam}$$

## 2. LMTD

$$T_1 = 148 \quad ^\circ\text{C}$$

$$= 298.4 \quad ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 148 \quad ^\circ\text{C}$$

$$= 298.4 \quad ^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 99.9 \quad ^\circ\text{C}$$

$$= 211.82 \quad ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 100 \quad ^\circ\text{C}$$

$$= 212 \quad ^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \ln \frac{(298.4 - 212) - (298.4 - 211.82)}{(298.4 - 212)}$$

$$\text{LMTD} = 86.49 \quad ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$R = \frac{0}{0.18} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$S = \frac{0.18}{86.58} = 0.002079$$

Da  
∴

$$\Delta T = 86.49 \quad ^\circ\text{F}$$

## 3. M

$$U_D = 150 \quad \text{Btu} / (\text{jam})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

#### 4. Memilih ukuran *tube*

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria

OD	=	1	in
		Ludwig volume 3	page 35
BWG	=	14	
		McKetta volume 50	page 85
L	=	20	ft
ID	=	1	in
a"	=	0	ft <sup>2</sup> /ft
a <sub>t</sub> '	=	1	in <sup>2</sup>

#### 5. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} \\
 &= \frac{3658793.146}{150 \times 86.49} \\
 &= 282.0206 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

#### 6. Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$\begin{aligned}
 N_t &= \frac{A}{L \cdot a''} \\
 &= \frac{282.021}{20 \times 0} \\
 &= 53.86184423
 \end{aligned}$$

ri

*Shell*

*Tube*

ID	: 15.25 in	No. of Tube	: 74
B	: 3.05 in	OD, BWG	: 14 in BWG
Pass	: 1	Pitch	: 1 in triangular
		Pass	: 6

## 7. Mengkoreksi harga $U_D$

Menghitung harga A terkoreksi

$$\begin{aligned}
 A \text{ terkoreksi} &= N_t \times L \times a'' \\
 &= 387.464 \times \text{ft}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung harga  $U_D$  koreksi

$$\begin{aligned}
 U_{D \text{ koreksi}} &= \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}} \\
 &= 109.1794 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}
 \end{aligned}$$

## 8. Perhitungan $T_{av}$ dan $t_{av}$

karena viskositas yang relatif kecil,  $T_c = T_{av}$  dan  $t_c = t_{av}$

$$\begin{aligned}
 T_c &= T_{av} = \frac{298.4}{2} + \frac{298.4}{2} \\
 &= 298.4 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 &= t_{av} = \frac{211.82}{2} + \frac{212}{2} \\
 &= 211.91 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

*Cold fluid (shell) : bottoms* | *Hot fluid (tube) : steam*

### 9. Flow area

$$\begin{aligned}
 a_t &= \frac{N_t \times a_t'}{44 \text{ n}} \\
 &= \frac{74 \times 0.546}{144 \times 6} \\
 &= 0.046763889 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

### 10. Mass velocity

$$\begin{aligned}
 G_t &= \frac{w}{a_t} \\
 &= \frac{958.20}{0.047} \\
 &= 20490.21583 \\
 &= \text{lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

### 11. Pada $T_a$

$$\begin{aligned}
 &= 298.4 \quad ^\circ\text{F} \\
 &= 148 \quad ^\circ\text{C} \\
 &= 421 \quad ^\circ\text{K}
 \end{aligned}$$

Dari Fig.15 Kern  
didapatkan

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0.02 \\
 &= 0.04 \text{ cP} \\
 &\quad \text{lb/ ft.jam} \\
 D &= \frac{1}{12} \\
 &= 0.07 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Re}_t = \frac{DG_t}{\mu}$$

$$= \frac{0 \times 20490}{0.04}$$

$$= 34412.788$$

**12. Asumsi  $h_o$**

$$= 280$$

**12. Condensation of steam**

$$h_{io} = 2700$$

$$\text{Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

**13. Tube-wall temperature**

$$\begin{aligned} t_w &= t_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (t_c - t_c) \\ &= 211.91 + \frac{##}{##} \times 86 \\ &= 290.2734228 \text{ °F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (\Delta t)_w &= 290.2734228 - 211.9 \\ &= 78.36342282 \text{ °F} \end{aligned}$$

$$h_v > 300$$

sehingga dipakai 280

**14. Clean overall coefficient**

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{2700 \times 280}{2700 + 280} \\ &= 253.6913 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

**15. Design overall coefficient**

Diketahui *external surface* /ft, a"

$$= 0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\begin{aligned}
 A &= N_t \times L \times a'' \\
 &= 74 \times 20 \times 0 \\
 &= 387.464 \text{ ft}^2 \\
 U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\
 &= \frac{##}{387.464 \times 86.49} \\
 &= 109.1794 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

Cek maksimum *flux*

$$\begin{aligned}
 \frac{Q}{A} &= \frac{3658793.146}{387.46} \\
 &= 9442.924107 \text{ Btu/jam.ft}^2 \\
 &\quad (\text{sesuai})
 \end{aligned}$$

#### 16. *Dirt factor*

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\
 &= \frac{254 - 109.17941}{254 \times 109.17941} \\
 &= 0.005217437 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu}
 \end{aligned}$$

Ringkasan

280	<i>h outside</i>	2700
$U_c$	=	253.69
$U_D$	=	109.18
$R_{d \text{ calc}}$	=	0.00522

#### *Pressure Drop*

Diabaikan      1.  $Re_t = 34412.788$



Dari Fig.26 Kern, didapatkan

$$\begin{aligned} f &= 0 \\ s &= 1 \end{aligned}$$

Menghitung *specific gravity*

Komponen	$x_i$	s.g	$sg \cdot x_i$
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	0.68200	0.81	0.55242
H <sub>2</sub> O	0.31800	1	0.31800
<b>Total</b>	<b>1.0000</b>		<b>0.8704</b>

$$2. \quad \Delta P_t = \frac{G_t^2 L n}{10^{10} D s \phi_t}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{9068737}{3157798617} \\ &= 0.002871854 \quad \text{psi} \end{aligned}$$

$$3. \quad G_{t \text{ ri}} = 20490.216$$

$$\frac{V^2}{2g'} = 0.001$$

$$\begin{aligned} \Delta P_r &= \frac{4}{s} \times n \times \frac{V^2}{2g'} \\ &= \frac{4 \times 6}{0.870421} \times 0.001 \\ &= 0.027573 \quad \text{psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 4. \quad \Delta P_T &= P_t + P_r \\ &= 0.003 + 0.028 \\ &= 0.03 \quad \text{psi} \end{aligned}$$

Fungsi : Mendidihkan kembali liquida dari kolom

Jenis	:	distilasi <i>Shell and tube (</i> <i>1-6 HE)</i>	
Jumlah	:	1	
Bahan Konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA-283</i> <i>Grade C</i>	
Luas Area	:	387.464	ft <sup>2</sup>
Temperatur	:		
T <sub>1</sub>	:	298.4	°F
T <sub>2</sub>	:	298.4	°F
t <sub>1</sub>	:	211.82	°F
t <sub>2</sub>	:	212	°F
<b>Tube</b>	:		
OD , BWG	:	1	in
	:	14	BWG
ID	:	0.834	in
<i>Length</i>	:	20	ft
Jumlah <i>tube</i>	:	74	
<i>Pitch</i>	:	1.25	in
	:	triangular	
$\Delta P$ <i>tube</i>	:	0.03	psi
<b>Shell</b>	:		
ID <i>shell</i>	:	15.25	in
$\Delta P$ <i>shell</i>	:	diabaikan	
<i>Fouling factor</i>	:	0.005217437	
	:	jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu	

## 9. Distilasi (D-320)

Fungsi : Memisahkan produk ethanol dari campuran produk ethanol-air

- Tujuan :
- Menentukan jenis kolom
  - Menentukan bahan konstruksi kolom
  - Menghitung jumlah *plate*
  - Menentukan lokasi umpan
  - Menentukan dimensi kolom

Resume Neraca Massa	Komp	<i>Feed</i>		<i>Distillate</i>		<i>Bottom</i>	
		F	$x_F$	D	$x_D$	B	$x_B$
	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	73693.15	0.1593	72219	0.9027	1474	0
	H <sub>2</sub> O	389035.7	0.8407	7780.7	0.0973	381255	1
	<b>Total</b>	<b>462729</b>	<b>1</b>	<b>80000</b>	<b>1.0000</b>	<b>382729</b>	<b>1</b>

- a. Menentukan jenis kolom

Dalam perancangan ini dipilih jenis *tray* dengan pertimbangan

- Perkiraan awal diameter kolom  $> 3$  ft
- Fluida tidak bersifat korosif
- Rentang batas laju alir yang cukup besar tanpa menimbulkan *flooding*

Jenis *tray* yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan,

- Kapasitas uap dan cairannya besar
- *Pressure drop* yang rendah dengan efisiensi *tray* tinggi
- Lebih ringan, *low cost* dan fabrikasi yang relatif mudah
- Kestabilan yang lebih tinggi saat operasi

- b Menentukan bahan konstruksi kolom

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-285 Grade A*,

dengan pertimbangan :

- Mempunyai *allowable stress* yang besar, sehingga untuk kapasitas yang sama hanya memerlukan bahan yang tipis
- Harga material yang relatif murah

c. Menghitung jumlah *plate* aktual

Untuk menghitung jumlah *plate* digunakan metode *shortcut* .

Menghitung *efisiensi tray* kolom distilasi menggunakan *O'Connell Correlation* .

*Light Key Component* = ethanol

*Heavy Key Component* = air

Temperatur Puncak Kolom = 81.3 °C = 354 K

Temperatur Dasar Kolom = 99.9 °C = 373 K

Temperatur Rata-rata Kolom = 364 K

Tekanan Operasi Kolom = 1 bar

Menghitung viskositas campuran umpan masuk,

Menentukan viskositas campuran komponen dengan pers.

DIPPR 101 menggunakan parameter sebagai berikut :

$$\mu = \exp \left( A + \frac{B}{C + T} \right)$$

Dimana  $\mu$  = viskositas, cP

T = temperatur, K

A, B, C, D, E = parameter DIPPR 101

Komp	A	B	C
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	-7.371	2770	74.68
H <sub>2</sub> O	-3.719	578.9	-137.5

Sumber : Dortmund Data Bank

T = 90.6 °C = 364 K

Komp	x <sub>i</sub>	μ (cP)	μ.x <sub>i</sub>
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	0.1593	0.3497	0.05569

$$\text{H}_2\text{O} \quad 0.8407 \quad 0.3142 \quad 0.26414$$

Total	1.0000	0.31983
-------	--------	---------

Menentukan efisiensi *tray*

$$\text{Dimana :} \quad E_0 = 51 - 32.5 \left[ \log (\mu_{avg} \cdot \alpha_{avg}) \right]$$

$\mu_{avg}$  = viskositas molar cairan umpan pada suhu rata-rata kolom distilasi (90.5 °C)

$\alpha_{avg}$  = relatif volatilitas rata-rata *light key* pada distilat dan *bottom*  
 = 2.25

Maka dapat dihitung dan didapatkan efisiensi,  $E_o = 55.6 \%$

Didapatkan  $E_o = 0.5563$

Menghitung jumlah *plate* ideal,

Dari perhitungan neraca massa diperoleh nilai  $N_m$ ,  $R_{min}$  dan  $R$ .

$$N_m = 9.59$$

$$R_{min} = 7.92$$

$$\begin{aligned} R &= 1.5 \times R_{min} \\ &= 1.5 \times 7.92 \\ &= 11.9 \end{aligned}$$

Jumlah stage teoritis dihitung dengan persamaan Eduljee

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0.75 \left[ 1 - \left( \frac{R - R_m}{R + 1} \right)^{0.566} \right]$$

$$\frac{N - 9.59}{N + 1} = 1 \left[ 1 - \left( \frac{11.9 - 7.92}{11.9 + 1} \right)^{0.5} \right]$$

$$\frac{N - 9.59}{N + 1} = 0.36528$$

$$N - 9.59 = 0.36528 (N + 1)$$

$$N - 9.59 = 0.36528 N + 0.36528$$

$$0.63 N = 9.95528$$

$$N = 15.6845$$

Menghitung jumlah *plate* aktual,

$$\begin{aligned} N_{\text{aktual}} &= \frac{N}{E_o} \\ &= \frac{15.6845}{0.55634} \\ &= 28.19 \\ &\approx 29 \text{ plate aktual} \end{aligned}$$

d Menentukan lokasi umpan masuk kolom,

Penentuan lokasi umpan kolom distilasi menggunakan persamaan Kirkbride,

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0.206 \log \left[ \left( \frac{x_{HF}}{x_{LF}} \right) \frac{W}{D} \left( \frac{x_{LW}}{x_{HB}} \right)^2 \right]$$

$(x_{LK})_F = 0.08$   $N_s$  = Jumlah *stage* di bawah titik masuk umpan (*stripping*)

$(x_{HK})_F = 0.9182$   $N_e$  = Jumlah *stage* di atas titik masuk umpan (*enriching*)

$$\begin{aligned}
 (x_{LK})_B &= 0.81 \\
 (x_{HK})_D &= 1.9E-01 \\
 W &= 17952.00 \\
 D &= 1961.73
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \log \left[ \frac{N_e}{N_s} \right] &= 0.21 \times \log \left[ \frac{W}{D} \times \frac{(x_{HK})_F}{(x_{LK})_F} \times \frac{(x_{LK})_W}{(x_{HK})_D}^2 \right] \\
 &= 0.21 \times \log \left[ \frac{17952.00}{1961.7} \times \frac{0.92}{0.08} \times \frac{0.81}{0.1864}^2 \right] \\
 &= 0.67807 \\
 \frac{N_e}{N_s} &= 4.77, \quad N_e = 4.77 \times N_s
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan sebelumnya, telah didapatkan  $N$ ,

$$\begin{aligned}
 N_{\text{Theoretical}} &= 16 \\
 N_e + N_s &= N_{\text{Theoretical}} \\
 N_e + N_s &= 16 \\
 4.77 N_s + N_s &= 16 \\
 5.77 N_s &= 16 \\
 N_s &= 2.72 \\
 &\approx 4.9 \text{ (Aktual)} \\
 N_e &= 13.0 \\
 &\approx 23 \text{ (Aktual)}
 \end{aligned}$$

Jadi umpan masuk pada *plate* k 24 dari atas kolom

e. Menentukan dimensi kolom,

Menghitung L dan V bagian *bottom*,

Dari neraca massa didapatkan data sebagai berikut :

$$L = 1095780 \text{ kg/hari} = 2415779 \text{ lb/hari}$$

$$\begin{aligned}
 &= 100657 \text{ lb/jam} \\
 V &= 1175780 \text{ kg/hari} = 2592148 \text{ lb/hari} \\
 &= 108006 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung densitas liquida dan uap pada bagian *stripping*, persamaan DIPPR 105 menggunakan parameter sebagai berikut :

$$\rho = \frac{A}{B \left( 1 + \left( 1 - \frac{T}{C} \right)^D \right)}$$

Dimana  $\rho$  = densitas,  $\text{kg/m}^3$   
 $T$  = temperatur, K  
A, B, C, D = parameter DIPPR 105

Komp	A	B	C	D
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	99.40	0.3107	513.18	0.3051
H <sub>2</sub> O	0.14	0.0112	649.73	0.0511

Sumber : Dortmund Data Bank

$$T = 99.9 \text{ } ^\circ\text{C} = 373 \text{ K} \qquad P = 1 \text{ bar}$$

Komp	BM	x <sub>B</sub>	$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	$\rho \cdot x_B$	BM.x <sub>B</sub>
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	46	0.00	702.59	2.71	0.18
H <sub>2</sub> O	18	1.00	947.55	943.90	17.93
<b>Total</b>		<b>1.00</b>		<b>946.61</b>	<b>18.11</b>

Menentukan densitas campuran uap

Komponen	x <sub>B</sub>	T <sub>C</sub> (K)	P <sub>C</sub> (bar)	$\omega$	x <sub>B</sub> ·T <sub>C</sub>	x <sub>B</sub> ·P <sub>C</sub>	x <sub>B</sub> · $\omega$
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	0.0039	241	1	0.637	0.93	0.004	0.002
H <sub>2</sub> O	0.9961	374	1	0.345	373	1	0.34
<b>Total</b>					<b>373</b>	<b>1</b>	<b>0.35</b>

$$T_C = 373 \text{ K} \qquad P_C = 1 \text{ bar} \qquad \omega = 0.35$$

$$\begin{array}{rcl}
 T_R &= & \frac{T}{T_C} \\
 &= & \frac{373}{373} \\
 &= & 1.000
 \end{array}
 \qquad
 \begin{array}{rcl}
 B^0 &= & 0.08 - \frac{0.422}{(T_R)^{1.6}} \\
 &= & 0.08 - \frac{0.422}{1.000^{1.6}} \\
 &= & -0.342
 \end{array}$$



$$\begin{aligned}
 &= \frac{373}{1} = 373 \\
 &= \frac{P}{P_C} = \frac{1}{1} = 1.00 \\
 &B^1 = 0.14 - \frac{0.172}{(T_R)^{4.2}} = 0.14 - \frac{0.172}{(0.7)^{4.2}} = -0.35
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} &= B^0 + \omega \times B^1 \\
 &= -0.3 + 0.35 \times -0.35 \\
 &= -0.42
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Z &= 1 + \frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} \times \frac{P_R}{T_R} \\
 &= 1 + -0.42 \times \frac{1.00}{1} \\
 &= 0.58
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V' &= \frac{Z \times R \times T}{P \times BM_{Camp}} \quad R = 0.082 \text{ L.atm.K}^{-1}.\text{mol}^{-1} \\
 &= \frac{0.58 \times 0.082 \times 373}{1 \times 18.1} \\
 &= 0.94 \text{ m}^3/\text{kg} \\
 \rho_v &= \frac{1}{V'} = \frac{1}{0.94} = 1.06 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung laju alir volumetrik bagian *bottom* ,

$$\begin{aligned}
 L_B &= \frac{L}{\rho_{\text{Liq}}} = \frac{1095780}{946.61} & V_B &= \frac{V}{\rho_{\text{Vap}}} = \frac{1175780.11}{0.9} \\
 &= 1157.6 \text{ m}^3/\text{hari} & &= 1286853 \text{ m}^3/\text{hari} \\
 &= 0.47 \text{ ft}^3/\text{s} & &= 525.9 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Menghitung L dan V bagian distilat,

Dari perhitungan neraca massa didapatkan,

$$\begin{aligned}
 L &= 1095780 \text{ kg/hari} = 2415779 \text{ lb/hari} \\
 &= 100657.4 \text{ lb/jam} \\
 V &= 1175780 \text{ kg/hari} = 2592148 \text{ lb/hari} \\
 &= 108006.2 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung densitas liquida dan uap pada bagian *enriching* persamaan DIPPR 105 menggunakan parameter sebagai berikut :

Dimana  $\rho$  = densitas,  $\text{kg/m}^3$

T = temperatur, K

A, B, C, D = parameter DIPPR 105

$$\rho = \frac{A}{B \left( 1 + \left( 1 - \frac{T}{C} \right)^D \right)}$$

Komp	A	B	C	D
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	99.3974	0.3107	513.180	0.3051
H <sub>2</sub> O	0.1440	0.0112	649.727	0.0511

Sumber : Dortmund Data Bank

$$T = 81.3 \text{ } ^\circ\text{C} = 354 \text{ K} \qquad P = 1 \text{ bar}$$

Komp	BM	x <sub>D</sub>	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho \cdot x_D$	BM.x <sub>D</sub>
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	46	0.9027	724.33	653.88	41.53
H <sub>2</sub> O	18	0.0973	961.21	93.49	1.75

<b>Total</b>	<b>1.0000</b>	<b>747.37</b>	<b>43.28</b>
--------------	---------------	---------------	--------------

Menentukan densitas campuran uap

<b>Komp</b>	<b>x<sub>D</sub></b>	<b>T<sub>C</sub> (K)</b>	<b>P<sub>C</sub> (bar)</b>	<b>ω</b>	<b>x<sub>D</sub>·T<sub>C</sub></b>	<b>x<sub>D</sub>·P<sub>C</sub></b>	<b>x<sub>D</sub>·ω</b>
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	0.9027	240.85	60.6	0.637	217.43	54.706	0.58
H <sub>2</sub> O	0.0973	373.95	0.2206	0.345	36.37	0.0215	0.03

<b>Total</b>	<b>1.0000</b>	<b>253.8</b>	<b>54.728</b>	<b>0.61</b>
--------------	---------------	--------------	---------------	-------------

$$T_C = 254 \text{ K} \quad P_C = 54.7 \text{ bar} \quad \omega = 0.61$$

$$T_R = \frac{T}{T_C} \quad B^0 = 0.08 - \frac{0.422}{(T_R)^{1.6}}$$

$$= \frac{354}{254} \quad = 0.08 - \frac{0.422}{(0.7)^{1.6}}$$

$$= 1.4 \quad = -0.2$$

$$P_R = \frac{P}{P_C} \quad B^1 = 0.14 - \frac{0.172}{(T_R)^{4.2}}$$

$$= \frac{1}{54.7} \quad = 0.14 - \frac{0.172}{(0.7)^{4.2}}$$

$$= 0.02 \quad = 0.1$$

$$\frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} = B^0 + \omega \times B^1$$

$$= -0.2 + 0.61 \times 0.1$$

$$= -0.11$$

$$\begin{aligned}
 Z &= 1 + \frac{B}{R} \times \frac{P_C}{T_C} \times \frac{P_R}{T_R} \\
 &= 1 + -0.11 \times \frac{0.02}{1.4} \\
 &= 0.999
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V' &= \frac{Z \times R \times T}{P \times BM_{Camp}} \quad R = 0.082 \text{ L.atm.K}^{-1}.\text{mol}^{-1} \\
 &= \frac{1 \times 0 \times 354.3}{1 \times 43.28} \\
 &= 0.67 \text{ m}^3/\text{kg}
 \end{aligned}$$

$$\rho_v = \frac{1}{V'} = \frac{1}{0.67} = 1.49 \text{ kg/m}^3$$

Laju alir volumetrik bagian *enriching*

$$\begin{aligned}
 L_E &= \frac{L}{\rho_{Liq}} = \frac{1095780}{747.37} & V_E &= \frac{V}{\rho_{Vap}} = \frac{1095780.11}{1.5} \\
 &= 1466.19 \text{ m}^3/\text{hari} & &= 735051 \text{ m}^3/\text{hari} \\
 &= 0.60 \text{ ft}^3/\text{s} & &= 300 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Menghitung properti fluida bagian *enriching*,

Menghitung *surface tension*,

Data - data yang digunakan didapatkan dari *Thermophysical Properties of Chemicals and Hydrocarbons*, by Carl L.

Yaws

$$T = 81.3 \text{ }^{\circ}\text{C} = 354 \text{ K}$$

$$\sigma = A (1 - T/B)^n$$

Komp	x <sub>D</sub>	A	B	C	D	σ(dyne/cm)	σ.x <sub>D</sub>
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	0.9027	131	5.54	-8.5	4.316	17.170	15.500
H <sub>2</sub> O	0.0973	134	1.61	-2	1.56	44.448	4.323

<b>Total</b>							<b>19.823</b>
--------------	--	--	--	--	--	--	---------------

Surface tension fluida = 19.82 dyne/cm

Menghitung viskositas liquida pada bagian distilat,

$$T = 81.3 \text{ }^{\circ}\text{C} = 354 \text{ K}$$

Komp	x <sub>D</sub>	μ (cP)	μ.x <sub>D</sub>
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	0.9027	0.4010	0.3620
H <sub>2</sub> O	0.0973	0.3507	0.0341

<b>Total</b>	<b>1.0000</b>	<b>0.3961</b>
--------------	---------------	---------------

Viskositas liquida distilat = 0.00027 lb/ft .s

Menghitung viskositas uap pada bagian distilat,

Komp	A	B	C
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	1.4990	0.3074	0.000038
H <sub>2</sub> O	#####	0.4290	#####

Sumber : Yaws (2014)

$\eta = A + BT + CT^2$	Dimana $\eta$ = viskositas, $\mu\text{P}$ $T$ = temperatur, K
------------------------	--

$$T = 81.3 \text{ }^{\circ}\text{C} = 354 \text{ K}$$

Komp	x <sub>D</sub>	η (μP)	η.x <sub>D</sub>
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	0.9027	115.16	103.96
H <sub>2</sub> O	0.0973	113.14	11.003

<b>Total</b>	<b>1.0000</b>	<b>114.96</b>
--------------	---------------	---------------

$$\begin{aligned}\text{Viskositas uap distilat} &= 0.011 \text{ cP} \\ &= 0.0000077 \text{ lb/ft.s}\end{aligned}$$

Menghitung *liquid thermal conductivity* pada bagian distilat

<b>Komp</b>	<b>A</b>	<b>B</b>	<b>C</b>
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	-0.0056	0.00004	8.5E-08
H <sub>2</sub> O	0.0005	0.00005	5.0E-08

---

*Sumber : Yaws (2014)*

Dimana  $k = \text{liquid thermal conductivity}$   
(W/m.K)

$k = A + BT + CT^2$

T = temperatur, K

$$T = 81.3 \text{ }^{\circ}\text{C} = 354 \text{ K}$$

<b>Komp</b>	<b>x<sub>D</sub></b>	<b>k (W/m.k)</b>	<b>k.x<sub>D</sub></b>
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	0.9027	0.0205686	1.9E-02
H <sub>2</sub> O	0.0973	0.0234351	2.3E-03

<b>Total</b>	<b>1.0000</b>	<b>2.1E-02</b>
--------------	---------------	----------------

Menghitung properti fluida bagian *stripping* ,

Menghitung *surface tension* ,

Data - data yang digunakan didapatkan dari *Thermophysical Properties of Chemicals and Hydrocarbons*, by Carl L.

Yaws

$$T = 99.9 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

---


$$\text{Jenis A / T/B}$$

$$= 373 \text{ K}$$

$$\sigma = A (1 - 1/B)$$

Komp	$x_D$	A	B	C	D	$\sigma(\text{dynes/cm})$	$\sigma \cdot x_D$
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	0.0039	131	5.54	-8.5	4.316	17.170	0.066
H <sub>2</sub> O	0.9961	134	1.61	-2	1.56	44.448	44.277
<b>Total</b>	<b>1.0000</b>						<b>44.343</b>

$$\text{Surface tension fluida} = 44.343 \text{ dyne/cm}$$

Menghitung viskositas liquida pada bagian *bottom* ,

$$T = 99.9 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 373 \text{ K}$$

Komp	$x_B$	$\mu \text{ (cP)}$	$\mu \cdot x_B$
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	0.004	0.3067	0.0012
H <sub>2</sub> O	0.996	0.2839	0.2828
<b>Total</b>	<b>1.000</b>		<b>0.2840</b>

$$\text{Viskositas liquida } \textit{bottom} = 0.000191 \text{ lb/ft} \cdot \text{s}$$

Menghitung viskositas uap pada bagian *bottom* ,

Komp	A	B	C
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	1.4990	0.3074	3.8E-05
H <sub>2</sub> O	#####	0.4290	-1.6E-05

Sumber : Yaws (2014)

$$\eta = A + BT + CT^2$$

Dimana  $\eta$  = viskositas,  $\mu\text{P}$

T = temperatur, K

$$T = 99.9 \text{ } ^\circ\text{C} = 373 \text{ K}$$

Komp	$x_B$	$\eta \text{ (}\mu\text{P)}$	$\eta \cdot x_B$
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	0.004	116.13	0.4472
C <sub>10</sub> H <sub>14</sub>	0.996	123.15	122.67
<b>Total</b>	<b>1.000</b>		<b>123.12</b>

$$\text{Viskositas uap } \textit{bottom} = 0.01231 \text{ cP} = 8.3\text{E-}06 \text{ lb/ft} \cdot \text{s}$$

<b>Data</b>	<b>Top Tray</b>	<b>Bottom Tray</b>
Tekanan ( bar)	1	1
Temperatur (°C)	81.3	99.9
$\sigma$ (dyne/cm)	19.82	44.34
$\rho_V$ (lb/ft <sup>3</sup> )	0.09	0.06
$\rho_L$ (lb/ft <sup>3</sup> )	46.66	59.10
<i>Internal Reflux</i> L/V	0.93	0.93196
<i>Max Vapor</i> (lb/jam)	108006.18	108006.18
<i>Max Liquid</i> (lb/jam)	100657.45	100657.45
<i>Max</i> $Q_V$ (ft <sup>3</sup> /s)	300.42	525.94
<i>Max</i> $Q_L$ (ft <sup>3</sup> /s)	0.60	0.47310
<i>Max</i> $Q_L$ (gpm)	268.95	212.34
<i>Plate Spacing</i> (in)	24	24

Langkah - langkah perhitungan di bawah ini menggunakan referensi dari Van Winkle

Diameter kolom

Perhitungan diameter kolom menggunakan asumsi berikut,

- *Flooding* = 0.8

<b><i>TOP</i></b>		<b><i>BOTTOM</i></b>
<p><u><i>Flow Parameter</i></u></p> $P_F = \frac{L}{V} \left[ \frac{\rho_V}{\rho_L} \right]^{0.5}$ $= 0.04$		$P_F = \frac{L}{V} \left[ \frac{\rho_V}{\rho_L} \right]^{0.5}$ $= 0.029$



Dari Fig 13.21, Van Winkle didapatkan *Capacity Factor*  
Capacity Parameter

$$P_C = 0.38$$

$$P_C = 0.39$$

Koreksi nilai  $P_C$  sebagai fungsi dari  $\sigma$

$$\begin{aligned} P_{C \text{ Corr}} &= P_C \times \left[ \frac{\sigma}{20} \right]^{0.2} \\ &= 0.38 \times \left[ \frac{20}{20} \right]^{0.2} \\ &= 0.374 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{C \text{ Corr}} &= P_C \times \left[ \frac{\sigma}{20} \right]^{0.2} \\ &= 0.4 \times \left[ \frac{44.3}{20} \right]^{0.2} \\ &= 0.46 \end{aligned}$$

Menghitung *vapor velocity* untuk *flooding* 100%,

$$U_{VN} = P_C \times \left( \frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0.5}$$

$$U_{VN} = 0.37 \times \frac{46.7 - 0.1}{0.1}^{0.5}$$

$$U_{VN} = 8.373 \text{ fps}$$

$$U_{VN} = 0.46 \times \frac{59.1 - 0.06}{0.06}^{0.5}$$

$$U_{VN} = 14.71 \text{ fps}$$

Menghitung *net vapor flow area* antara plate

Asumsi *flooding* = 0.8

$$A_N = \left( \frac{Q_V}{U_{VN} \times (\% \text{ Flooding})} \right)$$

$$A_N = \frac{300.42}{8.37 \times 0.8}$$

$$A_N = 44.8 \text{ ft}^2$$

Asumsi,

$$A_d = 0.1 \text{ A}$$

$$A_N = \frac{525.94}{14.7 \times 0.8}$$

$$A_N = 44.7 \text{ ft}^2$$

Asumsi,

$$A_d = 0.1 \text{ A}$$

$$\begin{aligned}
 A &= A_N + A_d \\
 A &= 45 + 0.1 A \\
 1 A &= 44.8 \\
 A &= 49.8 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A &= A_N + A_d \\
 A &= 45 + 0.1 A \\
 0.9 A &= 44.7 \\
 A &= 49.6 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Didapatkan diameter kolom,

$$\begin{aligned}
 D &= \frac{49.8}{\left[ \frac{0.79}{0.5} \right]} \\
 D &= 7.96 \text{ ft} \\
 &= 2.43 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D &= \left[ \frac{49.6}{0.79} \right]^{0.5} \\
 D &= 7.95 \text{ ft} \\
 &= 2.42 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan diameter kolom, dipilih diameter I = 8 ft  
 maka  $A = 50.3 \text{ ft}^2$   
 $A_N = 45.27 \text{ ft}^2$

Cek *percent flood*

$$\begin{aligned}
 \text{Percent} &= \frac{300.42}{8.37 \times 45.3} \\
 \text{flood} &= 0.8
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Percent} &= \frac{525.94}{14.7 \times 45.3} \\
 \text{flood} &= 0.79
 \end{aligned}$$

Menghitung A dengan *percent flood* = 0.79

$$A_N = \frac{525.94}{14.7 \times 0.79}$$

$$A_N = 45.2 \text{ ft}^2$$

*Area of column*

$$A = \frac{A_N}{0.9}$$

$$A = \frac{45.2}{0.9}$$

$$A = 50.3 \text{ ft}^2$$

*Area of downcomer,*

$$\begin{aligned} A_d &= 0.1 \quad A \\ &= 0.1 \times 50.3 \\ &= 5.03 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

*Active area for bubbling,*

$$\begin{aligned} A_A &= A - A_d \\ &= 50.3 - 5.03 \\ &= 45.2 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

*Plate thickness,*

$$\begin{aligned} t_p &= 12 \text{ gauge} \\ &= 0.08 \text{ in} \end{aligned}$$

*Hole diameter,*

$$d_h = 0.25 \text{ in}$$

*Digunakan triangular pitch, equilateral 60°*      $P = 0.25 \text{ in}$

$$\begin{aligned} P &= 0.25 \times 3 \\ &= 0.75 \text{ in . pitch} \end{aligned}$$

Berdasarkan literatur *Distillation* by Van Winkle, ketinggian *weir* maksimal 15% dari *tray spacing* . Sehingga diambil ketinggian *weir* sebagai berikut.

$$h_w = 1.5 \text{ in} \quad \frac{A_d}{A} = \frac{5}{50} = 0.1$$

Dari Tabel 14.10 Van Winkle didapatkan data - data sebagai berikut,

$$\text{Untuk } \frac{A_d}{A} = 0.1 \quad , \frac{L}{D} = 0.73 \quad , \frac{H}{D} = 0.157$$

Sehingga panjang *weir* ( $l_w$ ) dapat dihitung,

$$\frac{L}{D} = 0.73$$

$$\begin{aligned}
 l_w &= 0.73 \times 8 \\
 &= 5.81 \text{ ft} \\
 &= 69.8 \text{ in}
 \end{aligned}$$

### *Entrainment*

*Entrainment* didapatkan dari Fig 13.26, sebagai

$$\begin{array}{l|l}
 P_F = 0.04 & P_F = 0.029 \\
 \Psi = 0.08 & \Psi = 0.08
 \end{array}$$

Nilai *entrainment* yang didapatkan kurang dari 0.1, sehingga memenuhi syarat perancangan

### *Pressure Drop*

$$\begin{array}{l|l}
 \frac{Q_L}{l_w^{2.5}} = \frac{268.95 \text{ gpm}}{81.49 \text{ ft}} & \frac{Q_L}{l_w^{2.5}} = \frac{212.34 \text{ gpm}}{81.5 \text{ ft}} \\
 = 3.3 & = 2.606
 \end{array}$$

Dari Fig 13.7 untuk  $\frac{l_w}{D} = 0.73$  didapatkan nilai  $F_w$

$$\begin{array}{l|l}
 F_w = 1.075 & F_w = 1.09
 \end{array}$$

Sehingga  $h_{ow}$  dapat dihitung,

$$h_{ow} = 0.48 \times F_w \left( \frac{Q_L}{l_w} \right)^{0.67}$$

$h_{ow} = \text{Liquid crest over weir, in}$

$$\begin{array}{l|l}
 h_{ow} = 1.27 \text{ in} & h_{ow} = 1.103 \text{ in}
 \end{array}$$

sehingga dipilih  $h_w = 1.19 \text{ in}$

Menghitung *equivalent surface tension loss*

$$h_{\sigma} = \frac{0.04 \times \sigma}{\rho_l \times d_h}$$

$$h_{\sigma} = 0.07 \text{ in}$$

$$h_{\sigma} = 0.12 \text{ in}$$

Menghitung *equivalent loss through holes*,

$$h_0 = 0.186 \frac{\rho_v}{\rho_l} \left( \frac{U_h}{C_0} \right)^2$$

$$\text{tebal plate, } t_p = 0.08 \text{ in}$$

$$\text{hole diameter, } d_h = 0.25 \text{ in}$$

sehingga,

$$\frac{t_p}{d_h} = 0.33$$

$$\text{diambil nilai, } A_h/A_A = 0.1 \text{ in}$$

$$\text{dari Fig 13.18 didapatkan, } C_0 = 0.72$$

$$\begin{aligned} A_h &= 0.1 \times A_A \\ &= 0.1 \times 45.2 \\ &= 4.52 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung kecepatan uap yang melewati lubang

$$\begin{aligned} U_h &= \frac{Q_v}{A_h} = \frac{300.42}{4.525} \\ &= 66 \text{ f/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_h &= \frac{Q_v}{A_h} = \frac{526}{5} \\ &= 116 \text{ f/s} \end{aligned}$$

Dari data - data diatas,  $h_0$  dapat dihitung,

$$h_0 = 0.10 \left( \frac{0.09}{\frac{66.4}{0.72}} \right)^2 \quad \left| \quad h_0 = 0.10 \left( \frac{0.06}{\frac{116.2}{0.72}} \right)^2$$

$$h_0 = 0.17 \sqrt{46.7 \cdot 0.72}$$

$$h_0 = 3.15 \text{ in}$$

$$h_0 = 0.17 \sqrt{59.1 \cdot 0.72}$$

$$h_0 = 4.68 \text{ in}$$

$$U_{VA} = U_h \times \frac{A_h}{A}$$

$$U_{VA} = 66 \times 0.1 \\ = 7 \text{ in}$$

$$U_{VA} = 116 \times 0.1 \\ = 12 \text{ in}$$

$$F_{VA} = U_{VA} \times (\rho_v)^{0.5}$$

$$F_{VA} = 7 \times 0.09^{0.5} \\ = 2.03$$

$$F_{VA} = 12 \times 0.06^{0.5} \\ = 2.78$$

Dari Fig 13.16, didapatkan

$$\beta = 0.61$$

$$\beta = 0.6$$

Menghitung *total pressure drop*,

$$\Delta H_T = \beta(h_w + h_{ow}) + h_0 + h_\sigma$$

$$\Delta H_T = 0.6 \times 2.5 + 3.2 + 0.068 \\ = 4.73 \text{ in}$$

$$\Delta H_T = 0.6 \times 2.3 + 4.7 + 0.12 \\ = 6.174 \text{ in}$$

*Weep point*

$$h_w + h_{ow} = 2.46$$

$$h_w + h_{ow} = 2.29$$

dari Fig.13.22, didapatkan

$$h_0 + h_\sigma = 0.6$$

$$h_0 + h_\sigma = 0.45$$

dibandingkan dengan hasil perhitungan sebelumnya,

$$h_0 + h_\sigma = 3.22 \quad \Bigg| \quad h_0 + h_\sigma = 4.799$$

nilai yang didapatkan dari hasil perhitungan lebih besar daripada nilai yang didapat dari Fig 13.22, maka kedua bagian akan beroperasi dengan baik di atas *weep point*.

Menghitung *liquid back-up* di *downcomer*,

$$H_D = [\Delta H_T + (h_w + h_{ow} + \Delta) + h_d] \frac{1}{\phi_d}$$

asumsi jarak di bawah apron = 1.5 in

$$A_{AP} = \frac{2 \times l_w}{144}$$

$$A_{AP} = \frac{2 \times 70}{144}$$

$$= 0.73 \text{ ft}^2$$

Menghitung *head loss* pada *downcomer*

$$h_d = 0.03 \left( \frac{Q_l}{100 A_d} \right)^2$$

$$h_d = 0.03 \left( \frac{268.95}{100 \times 0.73} \right)^2 \quad \Bigg| \quad h_d = 0.03 \left( \frac{212.34}{100 \times 0.73} \right)$$

$$h_d = 0.41 \text{ in} \quad \Bigg| \quad h_d = 0.26 \text{ in}$$

sehingga  $H_D$  dapat dihitung,

$$H_D = 6.6 \text{ in}$$

$$H_D = 7.8 \text{ in}$$

asumsi *froth density* (*density foam*)  $\phi_d = 0.5$

menghitung *foam back-up* di *downcomer* ,

$$H_{\text{Dal}} = \frac{6.6}{0.5}$$

$$= 13.3 \text{ in}$$

$$H_{\text{Dal}} = \frac{7.8}{0.5}$$

$$= 15.6 \text{ in}$$

Menghitung *liquid gradient*,

*average width of flow path*

$$W_a = \frac{D + l_w}{2}$$

$$W_a = 6.91 \text{ ft}$$

Menghitung *foam height*

$$h_f = \frac{\beta(h_w + h_{ow})}{2\beta - 1}$$

$$h_f = \frac{1 \times 2.46}{2 \times 0.61 - 1}$$

$$h_f = 6.83 \text{ in}$$

$$= 0.57 \text{ ft}$$

$$h_f = \frac{1 \times 2.29}{2 \times 0.6 - 1}$$

$$h_f = 6.87 \text{ in}$$

$$= 0.57 \text{ ft}$$

Menghitung *hydraulic radius*,

$$R_h = \frac{h_f \times W_a}{2h_f + W_a}$$

$$R_h = \frac{0.57 \times 6.91}{\times 1 + 7}$$

$$R_h = 0.49 \text{ ft}$$

$$R_h = \frac{0.57 \times 6.91}{\times 1 + 7}$$

$$R_h = 0.49 \text{ ft}$$



Menghitung *foam velocity*,

$$u_f = \frac{12 \times Q'_L}{h_c \times W_a}$$

$$\begin{array}{l|l} U_f = \frac{12 \times 0.60}{0.6 \times 2.46 \times 6.91} & U_f = \frac{12 \times 0.4731}{0.6 \times 2.29 \times 6.91} \\ U_f = 0.69 \text{ fps} & U_f = 0.60 \text{ fps} \end{array}$$

Menghitung *Reynold number*,

$$Re_f = \frac{u_f \times R_h \times \rho_L}{\mu_L}$$

$$\begin{array}{l|l} Re_f = \frac{0.69 \times 0.49 \times 46.7}{0.00027} & Re_f = \frac{0.5978 \times 0.49 \times 59.10}{0.0001909} \\ Re_f = 59342.7 & Re_f = 90961.4 \end{array}$$

Dari Fig 13.19 didapatkan *friction factor* ( $f$ ),

$$f = 0.021 \quad | \quad f = 0.01$$

Dari data - data tersebut *liquid gradient* dapat dihitung,

$$\Delta = \frac{f \times U_f^2 \times Z_l}{12 \times g \times R_h}$$

$$\Delta = 0.00031 \text{ in} \quad | \quad \Delta = 0.00011 \text{ in}$$

*Liquid residence time* pada *downcomer*,

$$A_d = 5.03 \text{ ft}^2$$

$$H_D = 6.64 \text{ in}$$

$$H_D = 7.8 \text{ in}$$

$$Q_{LD} = 0.60 \text{ cuft/s}$$

$$Q_{LD} = 0.47 \text{ cuft/s}$$

$$\text{Residence Time} = \frac{A_d \times \left(\frac{H_d}{12}\right)}{Q'_L}$$

$$\text{Residence Time} = 5 \text{ sec}$$

$$\text{Residence Time} = 6.91 \text{ sec}$$

Menentukan diameter dan tinggi tangki,

- a. Bahan konstruksi = SA 285 Grade A
- b. *Allowable Vertical Weld Joint* = 0.156 in
- c. *Butt-welded Courses* = 96 in
- = 8 ft
- d. *Allowable stress* = 11250
- e. Efisiensi pengelasan = 0.80

Menghitung ketebalan *shell*

$$t = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0.6 p} + c \quad t = \text{Thickness of shell}$$

$p = \text{Internal pressure}$

$f = \text{Allowable stress}$

$E = \text{Joint efficiency}$

(pers 13-1 hal 172,

$r_o = \text{Inside radius of the shell (in)}$

Brownell&Young)

$c = \text{Corrosion allowance}$

Tekanan operasi = 1 bar = 14.51 psi

Tekanan design diambil 10% lebih besar dari tekanan operasi untuk faktor keamanan

$$P_{des} = 110\% \times 14.51 = 15.96 \text{ psi}$$

Untuk pengelasan, digunakan *double-welded butt joint*, dengan spesifikasi sebagai berikut,

$$E = 80\% \quad (\text{Brownell \& Young, page 254})$$

$$c = 0.1250$$

Sehingga  $t$  dapat dihitung,

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_{des} \times r_i}{f \times E - 0.6 P_{des}} + c \\ &= \frac{15.959 \times 30}{11250 \times 0.8 - 0.6 \times 15.959} + 0.125 \\ &= \frac{478.76}{9000 - 9.575} + 0.125 \\ &= 0.18 \text{ in} \quad (\text{digunakan } t \text{ standar} = \frac{3}{16} \text{ in}) \end{aligned}$$

Menghitung spesifikasi *head*

Tekanan yang dimasukkan di perhitungan adalah tekanan operasi + *safety factor* nya

$$\text{Safety factor} = 10\%$$

$$P = 1 \text{ bar}$$

$$P_{des} = 15.96 \text{ psi}$$

$$\text{Type Head} = \text{Torispherical Dished head}$$

$$(OD)_s = (ID)_s + 2t_s$$

$$\begin{aligned}
 &= 96 + 2 \times 0.2 \\
 &= 96.4 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell & Young hal 91, diperoleh harga :

$$\begin{aligned}
 r_c &= 96 \\
 i_{cr} &= 6
 \end{aligned}$$

Berdasarkan persamaan 7.76 , Brownell & Young hal 138:

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \left( \frac{r_c}{i_{cr}} \right)^{0.5} \right)$$

Diketahui W adalah faktor intensifikasi *stress*

$$W = 1.75$$

Perhitungan tebal *head* menggunakan pers 7.77 hal 138

$$t_h = \frac{P r_c \times W}{2f \times E - 0.2 P} + c$$

$t$  = Thickness of head  
 $p$  = Internal pressure  
 $f$  = Allowable stress  
 $E$  = Joint efficiency  
 $r_c$  = inside spherical

$$\begin{aligned}
 t_h &= \frac{15.96 \times 96 \times 1.75}{22500 \times 0.80 - 0.2 \times 15.8} + 0.1250 \\
 &= 0.13 \text{ in} \\
 &= \frac{2}{16} \text{ in ( digunakan } t \text{ standar } = \frac{2}{16} \text{ in )}
 \end{aligned}$$

Menghitung tinggi *head*

$$\begin{aligned}
 ID &= 96 \text{ in} \\
 OD &= 96.4 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Brownell & Young hal 87 diperoleh harga :

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{96}{2} = 48 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 96 - 6 = 90 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 48 - 6 = 42 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 79.6 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = 16.4 \text{ in}$$

Dari Tabel 5-6 Brownell & Young hal 88, untuk tebal head 2/16 in diperoleh harga  $sf = 1,5 - 2$ . Dipilih  $sf$  sebesar 2

Maka :

$$\begin{aligned} Hh &= th + b + sf \\ &= 0.13 + 16.4 + 2 \\ &= 18.53 \text{ in} \\ &= 1.544 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tinggi kolom

$$\begin{aligned} T &= \text{tinggi tray} + 2t_h \\ &= \text{tray spacing} \times N_{\text{actual tray}} + 2t_h \\ &= 24 \times 29 + 37.1 \\ &= 733 \text{ in} \\ &= 61.1 \text{ ft} \end{aligned}$$

### **Resume Spesifikasi Kolom Etilbenzena**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Kode Alat	: D-320
Fungsi	: Memisahkan <i>ethanol</i> dari campuran

produk *ethanol* -air

Jenis Kolom	: <i>Tray Distillation Column</i>
Jenis <i>Tray</i>	: <i>Perforated (Sieve Tray)</i>
Jumlah <i>Tray</i>	: 29 <i>Tray</i>
Diameter kolom	: 8 ft
<i>Tray spacing</i>	: 2 ft
<i>Active area</i>	: 45.2 sq.ft
<i>Area of holes</i>	: 4.52 sq.ft
<i>Area downcomer</i>	: 5.03 sq.ft
$A_h/A$	: 0.09
$A_d/A$	: 0.1
$A_h/A_A$	: 0.1
$d_h$	: 0.25 in
$l_w$	: 69.8 in
$h_w$	: 1.5 in
<i>Design Vessel</i>	
<i>Type vessel</i>	: <i>Tall vertical vessel</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade A</i>
Tebal <i>shell</i>	: 0.18 in
Tinggi <i>vessel</i>	: 61.1 ft
<i>Type head</i>	: <i>Torispherical Dished Head</i>
Tebal <i>head</i>	: 0.13 in
Tinggi <i>head</i>	: 18.5 in

---

## 10. Akumulator (A-332)

Fungsi : Menampung hasil keluaran kondensor kolom ethanol-air

- Tujuan :
- Menentukan tipe akumulator
  - Menentukan bahan konstruksi akumulator
  - Menghitung kapasitas akumulator
  - Menghitung panjang dan diameter akumulator
  - Menghitung tebal dinding akumulator
  - Menghitung tebal *head*
  - Menghitung panjang *head*

Kondisi : Temperatur = 99.9 °C

operasi Tekanan = 1 bar

- a. Menentukan tipe akumulator

Akumulator dipilih berbentuk silinder horisontal  
berbentuk *torispherical dished head*

- b. Menentukan bahan konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel* AISI tipe 304 dengan pertimbangan

- Mempunyai *allowable stress* yang tinggi
- Harga relatif murah
- Tahan terhadap korosi

- c. Menentukan dimensi utama akumulator

$$\rho_{\text{Liquidida}} = 742.29 \text{ kg/m}^3$$

$$m_{\text{Liquidida}} = 1\text{E}+06 \text{ kg/hari} = 48991 \text{ kg/jam}$$

$$V_{\text{liquidida}} = 1584 \text{ m}^3/\text{hari} = 66.00 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menentukan volume akumulator

*Residence time* fluida = 10 menit Silla, 2003

$$\begin{aligned}\text{Vol. Liquida} &= 11.00 \text{ m}^3 \\ &= 388.46 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\text{Safety factor} = 10\%$$

$$\begin{aligned}\text{Vol. Liq} + \text{Safety} &= 427.3 \text{ ft}^3 \\ &= 738383 \text{ in}^3\end{aligned}$$

d. Menghitung diameter dan panjang akumulator

Untuk perancangan digunakan

$$L/D = 4 \quad \text{Silla, 2003}$$

$$V_{\text{Head}} = 0.08467 \times D^3 \quad (\text{in}^3) \text{ (Torispherical Head)}$$

$$\begin{aligned}V_{\text{tangki}} &= \frac{\pi \times D^2 \times h \times L}{4} + 2 \cdot V_{\text{Head}} \\ &= \frac{\pi \times D^2 \times 4 \times D}{4} + 2 \times 0.084672 \times D^3 \\ &= \frac{3.1 \times D^2 \times 4 \times D}{4} + 2 \times 0.08467 \times D^3 \\ &= 3.309 \times D^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}D^3 &= \frac{\text{Vol. Liq}}{3.309} \\ &= \frac{738383}{3.309}\end{aligned}$$

$$D = 60.65 \text{ in}$$

$$L = 90.98 \text{ in}$$



- e. Menghitung tebal dinding akumulator,
- *Allowable stress* = 17000 psi
  - *Joint Efficiency* = 0.85
  - *Corrosion Factor* = 0.125

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \times r_i}{f \times E - 0.6 P} + c \\
 &= \frac{14.7 \times 30.33}{17000 \times 0.85 - 0.6 \times 14.7} + 0.125 \\
 &= 0.16 \text{ in} \\
 &= \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

- f. Menghitung tebal head akumulator,  
Bahan konstruksi yang digunakan sama dengan bagian *shell*,

$$\begin{aligned}
 OD_s &= ID_s + 2.t_s \\
 &= 60.65 + 0.38 \\
 &= 61.03 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan literatur Brownell and Young digunakan OD standard dengan spesifikasi sebagai berikut,

$$\begin{aligned}
 OD_s &\approx 61 \text{ in} \\
 rc &= 60 \\
 icr &= 3.625
 \end{aligned}$$

Menghitung *intensification stress*,

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r_c}{r_1}} \right) \quad W = 1.767$$

Menghitung tebal *head*

$$\begin{aligned}
 t_h &= \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f \cdot E \cdot 0.2 \cdot P} + c \\
 &= \frac{14.7 \times 60 \times 1.77}{2 \times 17000 \times 0.9 - 0.2 \times 14.7} + 0.125 \\
 &= 0.179 \text{ in} \\
 t_h &= \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung tinggi *head* ,

$$ID = 60.65$$

$$OD = 61.03$$

Berdasarkan Brownell and Young, hal 87 didapatkan :

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{61}{2} = 30 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r_c - i_{cr} = 60 - 3.625 \\
 &= 56 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= \frac{ID}{2} - i_{cr} = 30 - 3.6 \\
 &= 27 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} \quad AC = 50 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r_c - AC = 60 - 50 \\
 &= 10 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5-6 literatur Brownell and Young didapatkan,

$$sf = 1.75$$

Dengan data - data diatas, tinggi *head* dapat dihitung

$$\begin{aligned}
 H_h &= t_h + b + sf \\
 &= 0.2 + 10 + 1.75 \\
 &= 12 \text{ in}
 \end{aligned}$$

g. Menentukan panjang akumulator

$$\begin{aligned}
 L_{\text{Total}} &= (2 \times H_h) + L \\
 &= 24.574 + 90.98 \\
 &= 115.55 \text{ in}
 \end{aligned}$$

### Resume Spesifikasi Akumulator

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	: A-332
Fungsi	: Menampung hasil keluaran kondensor kolom distilasi
Jenis	: <i>Horizontal - Torispherical Head Vessel</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel</i> AISI - 304
Kapasitas	: 738383 in <sup>3</sup>
Dimensi	
Panjang	: 115.55 in
<i>Shell</i>	
OD	: 61.03 in
ID	: 60.652 in
Tebal	: 0.188 in
<i>Head</i>	
OD	: 61 in
ID	: 60.65 in
Tebal	: 0.188 in
Tinggi	: 12.29 in

## 12. Reboiler (E-335)

### 1. Heat Balance

$$\begin{aligned}\text{Aliran bahan panas, } Q &= 22118648.74 \text{ kkal/hari} \\ &= 3658793.146 \text{ Btu/jam} \\ W &= 10431.21 \text{ kg/hari} \\ &= 958.20 \text{ lb/jam} \\ \text{Aliran bahan dingin, } W &= 516247.24 \text{ kg/hari} \\ &= 47422.04 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

### 2. LMTD

$$\begin{aligned}T_1 &= 148 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ T_2 &= 148 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ t_1 &= 99.9 \text{ }^{\circ}\text{C} = 212 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ t_2 &= 100 \text{ }^{\circ}\text{C} = 212 \text{ }^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(298 - 212) - (298 - 212)}{\ln \frac{(298 - 212)}{(298 - 212)}}$$

$$\text{LMTD} = 86.49 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$R = \frac{0}{0} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$S = \frac{0.2}{87} = 0$$

Dari Fig. 18 Kern didapatkan  $F_T = 1$  karena nilai R dan S = 0, maka  $\Delta T = \text{LMTD}$

$$\Delta T = 86.49 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

### 3. Menentukan koefisien perpindahan panas keseluruhan

$$U_D = 150 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

Ludwig volume 3 page 94

### 4. Memilih ukuran *tube*

Dari Tabel 10 hal 843 Kern, dipilih pipa dengan kriteria :

$$\text{OD} = 1 \text{ in} \quad \text{Ludwig volume 3 page 35}$$

$$\text{BWG} = 14 \quad \text{McKetta volume 50 page 85}$$

$$L = 20 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0.834 \text{ in}$$

$$a'' = 0.262 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a_t' = 0.546 \text{ in}^2$$

### 5. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T} = \frac{3658793.146}{150 \times 86.49} = 282 \text{ ft}^2$$

### 6. Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a''} = \frac{282.021}{20 \times 0.262} = 53.86$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih *heat exchanger* dengan ketentuan :

**Shell**

**Tube**

$$\text{ID} : 15.25 \text{ in} \quad \text{No. of Tube} : 74$$

$$B : 3.05 \text{ in} \quad \text{OD, BWG} : 1 \text{ in } 14 \text{ BWG}$$

$$\text{Pass} : 1 \quad \text{Pitch} : 1.25 \text{ in triangular}$$

$$\text{Pass} : 6$$

## 7. Mengkoreksi harga $U_D$

Menghitung harga  $A$  terkoreksi

$$\begin{aligned} A \text{ terkoreksi} &= N_t \times L \times a'' \\ &= 387.5 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menghitung harga  $U_D$  koreksi

$$\begin{aligned} U_{D \text{ koreksi}} &= \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t_{\text{mean}}} \\ &= 109 \text{ Btu / (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)} \end{aligned}$$

## 8. Perhitungan $T_{av}$ dan $t_{av}$

karena viskositas yang relatif kecil,  $T_c = T_{av}$  dan  $t_c = t_{av}$

$$T_c = T_{av} = \frac{298 + 298}{2} = 298 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{212 + 212}{2} = 212 \text{ }^\circ\text{F}$$

*Cold fluid (shell) : bottoms*

*Hot fluid (tube) : steam*

## 9. Flow area

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a_t'}{144 n} \\ &= \frac{74 \times 0.5}{144 \times 6} \\ &= 0.047 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

## 10. Mass velocity

$$\begin{aligned}
 G_t &= \frac{w}{a_t} \\
 &= \frac{958.2}{0.047} \\
 &= 20490.2 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

**11.** Pada  $T_a = 298 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $= 148 \text{ } ^\circ\text{C}$   
 $= 421 \text{ } ^\circ\text{K}$

Dari Fig.15 Kern didapatkan

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0.02 \text{ cP} \\
 &= 0.04 \text{ lb/ ft.jam}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 10 Kern  
 didapatkan

$$\begin{aligned}
 D &= \frac{0.834}{12} \\
 &= 0.07 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Re_t &= \frac{DG_t}{\mu} \\
 &= \frac{0.1 \times 20490}{0.04} \\
 &= 34413
 \end{aligned}$$

**12.** Asumsi  $h_o = 280$

**12.** *Condensation of steam*

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= 2700 \\
 &\text{Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

**13.** *Tube-wall temperature*

$$\begin{aligned}
 t_w &= t_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) \\
 &= 212 + \frac{2700}{2980} \times 86 \\
 &= 290.3 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 (\Delta t)_w &= 290.3 - 211.9 \\
 &= 78.36 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Dari Fig 15.11 Kern,  
 didapatkan  
 $h_v > 300$   
 sehingga dipakai 280

#### 14. Clean overall coefficient

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{2700 \times 280}{2700 + 280} \\
 &= 254 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

#### 15. Design overall coefficient

Diketahui *external surface* /ft,  $a' = 0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$$\begin{aligned}
 A &= N_t \times L \times a'' \\
 &= 74 \times 20 \times 0.2618 \\
 &= 387 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$U_D = \frac{Q}{\quad}$$



$$\begin{aligned}
 & A \times \Delta t \\
 &= \frac{3658793.146}{387 \times 86.49} \\
 &= 109 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Cek maksimum *flux*

$$\begin{aligned}
 \frac{Q}{A} &= \frac{3658793.1}{387.46} \\
 &= 9442.9 \text{ Btu/jam.ft}^2 \quad (\text{sesuai})
 \end{aligned}$$

#### 16. *Dirt factor*

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\
 &= \frac{254 - 109}{254 \times 109} \\
 &= 0.0052 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}
 \end{aligned}$$

#### Ringkasan

280	<i>h outside</i>	2700
$U_c$	=	253.69
$U_D$	=	109.18
$R_{d \text{ calc}}$	=	0.00522

#### *Pressure Drop*

Diabaikan

1.  $Re_t = 34413$   
 Dari Fig.26 Kern,  
 didapatkan  
 $f = 0.0002$   
 $s = 0.87$

Menghitung *specific gravity*

Komponer	x <sub>i</sub>	s.g	sg.x <sub>i</sub>
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	0.68200	0.8	0.55242
H <sub>2</sub> O	0.31800	1	0.31800
<b>Total</b>	<b>1.0000</b>		<b>0.8704</b>

$$2. \Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D s \phi}$$

$$\Delta P_t = \frac{9068737}{3157798617}$$

$$= 0.0029 \text{ psi}$$

$$3. G_t = 20490$$

Dari Fig.27 Kern,  
didapatkan

$$\frac{V^2}{2g'} = 0.001$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{V^2}{2g'}$$

$$= \frac{4 \times 6}{0.87042} \times 0.001$$

$$= 0.0276 \text{ psi}$$

$$4. \Delta P_T = P_t + P_r$$

$$= 0.0029 + 0.0276$$

$$= 0.03 \text{ psi}$$









**Resume Spesifikasi Reboiler**

Spesifikasi	Keterangan
-------------	------------

Kode Alat	= E-335
Fungsi	= Mendidihkan kembali liquida dari kolom distilasi
Jenis	= <i>Shell and tube</i> (1-6 HE)
Jumlah	= 1
Bahan Konstruksi	= <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Luas Area	= 387.5 ft <sup>2</sup>
Temperatur	
T <sub>1</sub>	= 298.4 °F
T <sub>2</sub>	= 298.4 °F
t <sub>1</sub>	= 211.8 °F
t <sub>2</sub>	= 212 °F
<b><i>Tube</i></b>	
OD , BWG	= 1 in , 14 BWG
ID	= 0.834 in
<i>Length</i>	= 20 ft
Jumlah <i>tube</i>	= 74
<i>Pitch</i>	= 1.25 in <i>triangular</i>
$\Delta P$ <i>tube</i>	= 0.03 psi
<b><i>Shell</i></b>	
ID <i>shell</i>	= 15.25 in
$\Delta P$ <i>shell</i>	= diabaikan
<i>Fouling factor</i>	= 0.00522 jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu

---

PABRIK BIOETANOL DARI MOLASE MELALUI FERMENTASI DENGAN PEMURNIAN DISTILASI DAN ADSORPSI

	Steam		Tekanan (atm)
	Steam Condensat		Temperature (C)
	Cooling Water		Nomor Aliran
	Water Process		
	Cooling Water Return		
Keterangan			

25	F-335	Tangki Penampung air	1
24	F-334	Tangki Penampung bioetanol	1
23	E-333	Pompa menuju penampung bioetanol	1
	E-332	Cooler	1
22	D-330	Tangki Dehidrasi	2
21	E-331	Heater 4	1
19	A-323	Akumulator	1
18	E-322	Condenser	1
17	D-320	Distilasi	1
16	E-321	Heater 3	1
15	F-314	Tangki Penampung Ethanol-air	1
14	L-313	Pompa	4
13	V-310	Evaporator	4
12	E-312	Heater 2	1
11	F-311	Tangki Penampung MBr	1
10	E-213	Heater 1	1
9	L-212	Pompa menuju penampung MBr	1
	L-211	Pompa menuju fermentor	1
8	R-210	Tangki Fermentor	2
5	R-110	Tangki Propagasi	2
4	L-114	Pompa menuju reaktor	1
3	L-113	Pompa menuju mixer	1
2	M-112	Mixer	1
1	F-111	Tangki penampung Molase	1

No	Kode	Nama Alat	Jumlah
Keterangan			
Flowsheet			

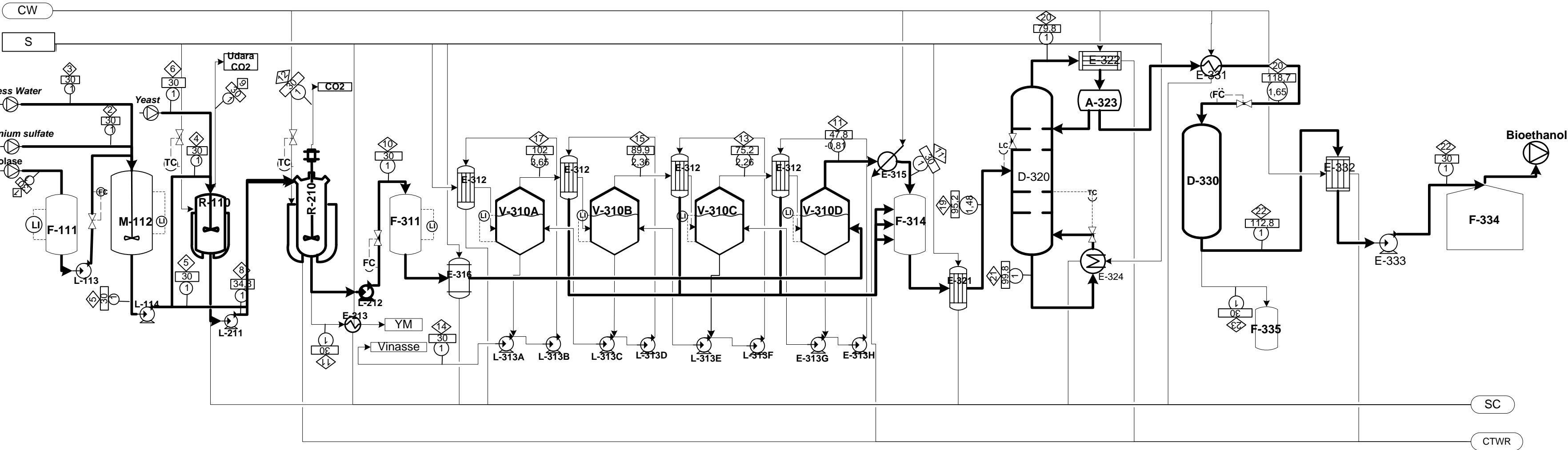
PABRIK BIOETANOL DARI MOLASE MELALUI FERMENTASI DENGAN PEMURNIAN DISTILASI DAN ADSORPSI

Disusun Oleh: Nur Hidayati (2314030067) Grazeila Dinda Dwi Puspita (2314030069)	Dosen Pembimbing Prof Dr. Ir. Soeprijanto, M.Sc.
---	---

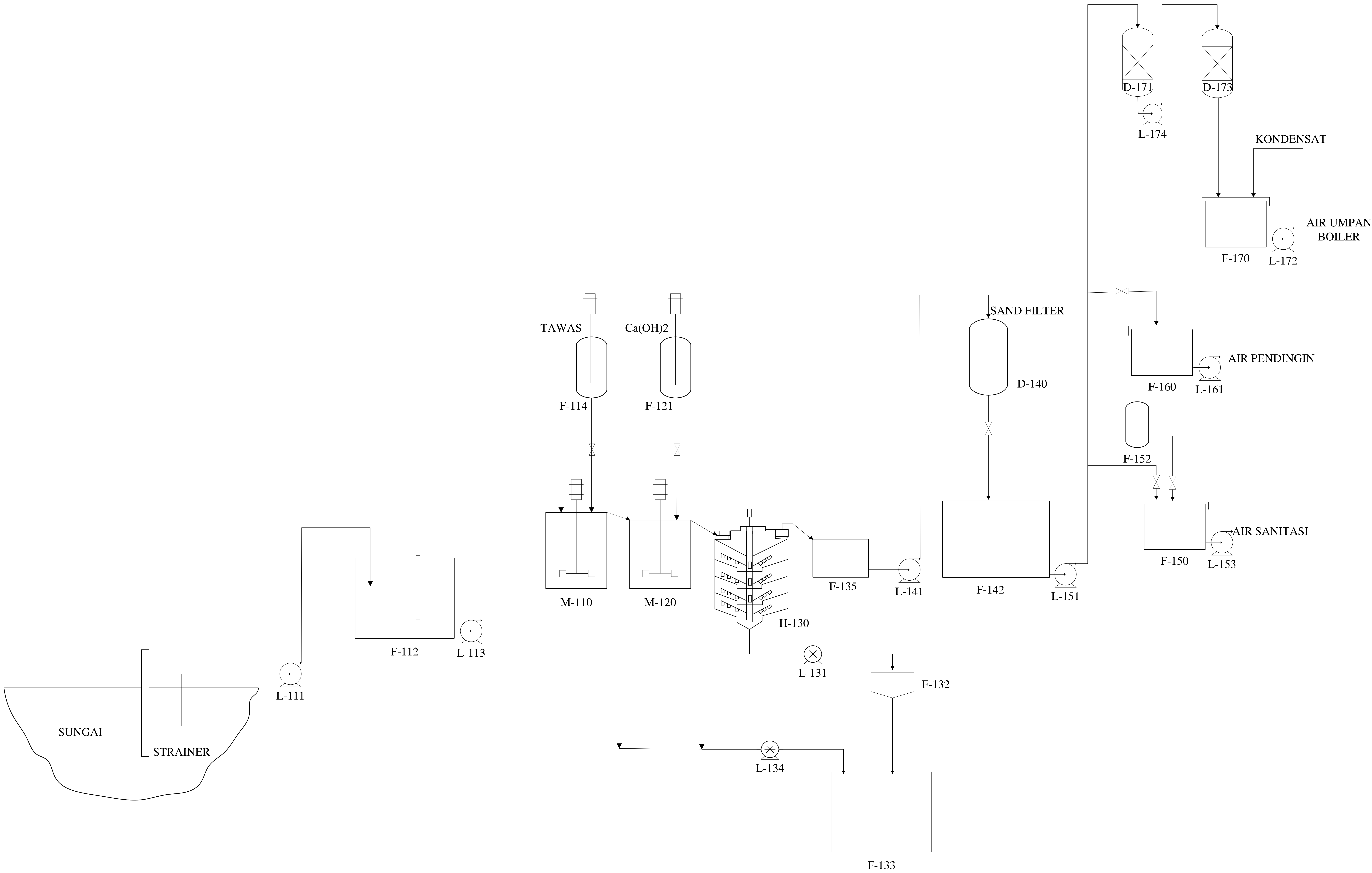


Departemen Teknik kimia Industri  
Fakultas Vokasi

Institut Tenologi Sepuluh Nopember  
Surabaya  
2017



No	Komposisi	Aliran(kg/hr)																						
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21		22
1	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> (gluk)	84208.55	-	-	8427.08	75843.73	-	-	5501.44	-	1804.30	-	1804.30	-	1804.30	-	1804.30	-	1804.30	-	-	-	-	-
2	C <sub>12</sub> H <sub>22</sub> O <sub>11</sub>	2622.49	-	-	2622.25	2363.25	-	-	123.57	-	1117.98	-	1117.98	-	1117.98	-	1117.98	-	1117.98	-	-	-	-	-
3	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> (fuk)	-	-	-	0	-	-	-	5501.44	-	1804.30	-	1804.30	-	1804.30	-	1804.30	-	1804.30	-	-	-	-	-
4	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	3006.79	-	-	300.68	3246.11	-	-	300.68	-	3246.11	-	3246.11	-	3246.11	-	3246.11	-	3246.11	-	-	-	-	-
5	Lumpur	1685.42	-	-	168.54	1516.87	-	-	168.54	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
6	H <sub>2</sub> O	33708.33	-	584277.65	61798.60	556187.38	-	-	68288.44	-	623262.73	151947.85	471314.88	151957.85	319367.08	151957.85	167419.17	151957.85	517728.84	607791.41	60777.91	601713.49	30890	577402
7	SO <sub>2</sub>	18977.79	-	-	1897.78	17080.01	-	-	1897.78	-	18977.80	-	18977.79	-	18977.79	-	18977.79	-	18977.79	-	-	-	-	-
8	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	166926.47	-	16693.65	150242.83	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
9	Yeast	-	-	-	-	-	442.59	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
10	Biomassa akhir	-	-	-	-	-	-	-	6195.12	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
11	O <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	55887.61	-	44151.22	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
12	CO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	16137.55	-	-	70250.01	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
13	C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH	-	-	-	-	-	-	-	-	90375.29	21125.28	-	21125.28	51124.73	21125.28	29999.46	21125.28	9874.18	81501.12	7966.10	81501	7966.10	-	-
Total		168541.63	166926.47	584277.65	91975.58	827780.18	442.59	55887.61	88017.01	60288.76	74058.51	172073.13	568515.37	172083.13	36442.24	172083.13	224369.11	172083.13	554553.50	68822.52	857740.2	602518.51	800000.00	577402



27	L-174	Pompa 5	1
26	D-173	Anion Exchanger	1
25	L-172	Pompa Air Umpan Boiler	1
24	D-171	Kation Exchanger	1
23	F-170	Tangki Penmpung Air Reboiler	1
22	L-161	Pompa Air Pendingin	1
21	F-160	Tangki Penampung Air Pendingin	1
20	L-153	Pompa Air Sanitasi	1
19	F-152	Tangki Disinfektan	1
18	F-151	Pompa Air Jernih	1
17	F-150	Tangki penampung Air sanitasi	1
16	F-142	Bak Penampung Air Jernih	1
15	L-141	Pompa 4	1
14	D-140	Sand Filter	1
13	F-135	Tangki Penampung	1
12	L-134	Pompa 3	1
11	F-133	Drying Bed	1
10	F-132	Bak Penampung Lumpur	1
9	F-131	Pompa 2	1
8	H-130	Clarifier	1
7	F-121	Tangki Penampung Ca(OH)2	1
6	M-120	Tangki Flokulasi	1
5	F-114	Tangki Penampung Tawas	1
4	L-113	Pompa 1	1
3	F-112	Bak Penampung Air Sungai	1
2	L-111	Pompa Air Sungai	1
1	M-110	Tangki Koagulasi	1
No. Kode Peralatan		Nama Alat	Jumlah

	DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI	
	FAKULTAS VOKASI	
	INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER	
PABRIK BIOETANOL DARI MOLASE MELALUI FERMENTASI		
DENGAN PEMURNIAN DISTILASI DAN ADSORPSI		
Dikerjakan oleh :		
NAMA/ NRP :	NUR HIDAYATI/2314030067	
	GRAZEILA DINDA DWI PUSPITA/2314030069	
DOSEN		
PEMBIMBING	Prof. Dr. Ir. Soeprijanto, M.Sc.	

# BIODATA PENULIS

## PENULIS I



Nur Hidayati. Dilahirkan di Kediri, 17 Januari 1996, merupakan anak ke-4 dari 5 bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu di TK Al-Irsyad Tulungaung, SD Al-Irsyad Tulungagung, SMPN 1 Kedungwaru, dan SMA 1 Kauman. Setelah lulus dari SMA 1 Kauman tahun 2014, penulis mengikuti Seleksi Ujian Masuk D3 ITS dan diterima di Program Studi D3 Teknik Kimia FTI-ITS pada tahun 2014 dan terdaftar dengan NRP. 2314 030 067. Semasa kuliah penulis aktif dalam organisasi maupun

kegiatan kampus, salah satunya sebagai sekertaris umum Himpunan Mahasiswa D3 Teknik Kimia. Semasa Kulia penulis aktif mengikuti pelatihan LKMM Pra-TD, LKMM TD, LKMW, dan beberapa pelatihan lainnya.

Alamat email: [nurhiyati.s@gmail.com](mailto:nurhiyati.s@gmail.com)

## **PENULIS II**



Grazeila Dinda Dwi Puspita. Penulis dilahirkan di Surabaya pada tanggal 3 Juni 1996 yang merupakan anak kedua dari tiga bersaudara adalah anak dari pasangan suami istri, Ibu Wiwin Andrian dan Bapak Efendi. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu lulus dari TK Kuncup Bunga pada tahun 2002, lulus dari SDN Babat Jerawat I Surabaya pada tahun 2008, lulus dari SMP Negeri 26 Surabaya pada tahun 2011 dan lulus dari SMA Negeri 12 Surabaya pada tahun 2014. Setelah lulus

SMA, penulis diterima di Program Studi Diploma III Teknik Kimia FTI-ITS dengan Nomor Registrasi 2314 030 069. Selama kuliah penulis aktif berorganisasi sebagai Staff Hubungan Masyarakat DIII Teknik Kimia FTI-ITS (2015-2017) serta beberapa pelatihan dan seminar yang diadakan di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS). Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di PG Kremboong, Sidoarjo.

Email : grazeilap@gmail.com